

repository.ub.ac.id

**PEMODELAN HIDROLIKA PIPA PENYALUR MINYAK
MENTAH TERKAIT DENGAN PERUBAHAN CUACA UNTUK
MEMPREDIKSI TERJADINYA *PIPELINE CONGEAL* DI
PT. CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

SKRIPSI

TEKNIK MESIN KONSENTRASI TEKNIK KONVERSI ENERGI

Diajukan untuk memenuhi sebagian persyaratan
memperoleh gelar Sarjana Teknik



**ARIEF SORITUA SIANTURI
NIM. 145060201111084**

**UNIVERSITAS BRAWIJAYA
FAKULTAS TEKNIK
MALANG
2018**

JUDUL SKRIPSI:

Pemodelan Hidrolika Pipa Penyalur Minyak Mentah Terkait dengan Perubahan Cuaca untuk Memprediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* di PT. Chevron Pacific Indonesia

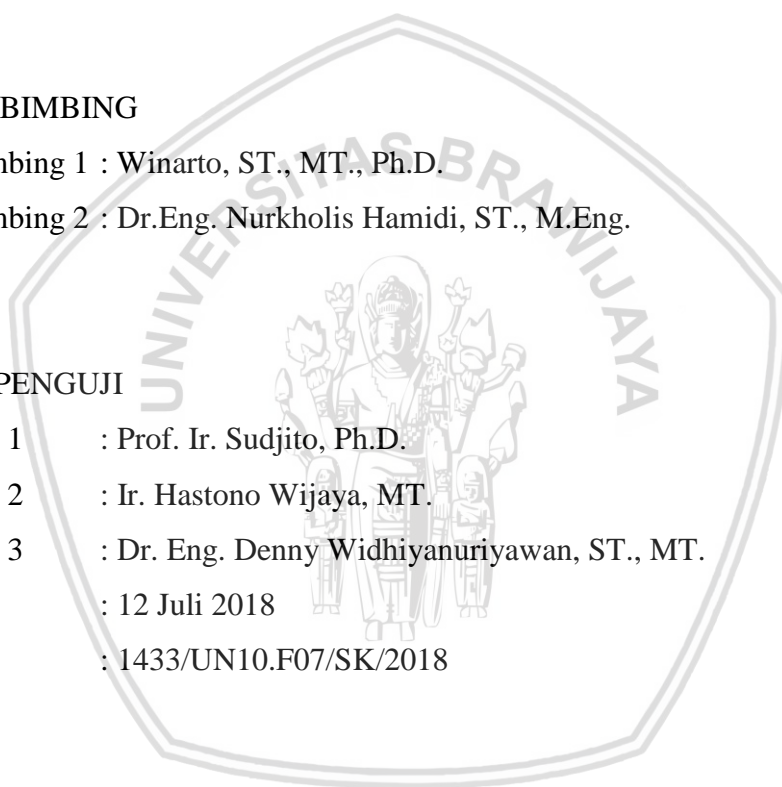
Nama Mahasiswa : Arief Soritua Sianturi
 NIM : 145060201111084
 Program Studi : Teknik Mesin
 Minat : Konversi Energi

KOMISI PEMBIMBING

Dosen Pembimbing 1 : Winarto, ST., MT., Ph.D.
 Dosen Pembimbing 2 : Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.

TIM DOSEN PENGUJI

Dosen Penguji 1 : Prof. Ir. Sudjito, Ph.D.
 Dosen Penguji 2 : Ir. Hastono Wijaya, MT.
 Dosen Penguji 3 : Dr. Eng. Denny Widhiyanuriyawan, ST., MT.
 Tanggal Ujian : 12 Juli 2018
 SK Penguji : 1433/UN10.F07/SK/2018



Lampiran 1. Hasil Temperatur (Semua Variabel Bebas).

Tabel 1.

Hasil Temperatur Pada Kondisi IV

Temperatur lingkungan segment L001 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L001	68,33	61,17	68,33	59,64	68,33	58,02

Tabel 2.

Hasil Temperatur Pada Kondisi V

Temperatur lingkungan segment L003 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L003	62	61,72	62	61,57	62	61,48

Tabel 3.

Hasil Temperatur Pada Kondisi VI

Temperatur lingkungan segment L005 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L005	68,33	53,77	68,33	50,37	68,33	47,26

Tabel 4.

Hasil Temperatur Pada Kondisi VII

Temperatur lingkungan segment L007 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L007	61	59,68	61	59,33	61	58,97

Tabel 5.

Hasil Temperatur Pada Kondisi VIII

Temperatur lingkungan segment L009 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L009	65,5	43,12	65,5	50,36	65,5	47,61

Tabel 6.

Hasil Temperatur Pada Kondisi III

Temperatur lingkungan segment L011 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L011	58	32,71	58	29,49	58	26,92

Tabel 7.

Hasil Temperatur Pada Kondisi II

Temperatur lingkungan segment L013 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L013	48,88	29,60	48,88	27	48,88	25,09

Tabel 8.

Hasil Temperatur Pada Kondisi IX

Temperatur lingkungan segment L015 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L015	40,55	37,49	40,55	36,7	40,55	35,93

Tabel 9.

Hasil Temperatur Pada Kondisi X

Temperatur lingkungan segment L017 20°C, temperatur lingkungan segment lain 27°C

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)	<i>Inlet</i> (°C)	<i>Outlet</i> (°C)
L017	57,22	51,71	57,22	50,27	57,22	48,87

Lampiran 2. Surat Izin Pengambilan Data



Rumbai, 15 Februari 2018

No: 0017/HRTS/TA/II/2018

Yth. Universitas Brawijaya
Jurusan Teknik Mesin
UP. Purnami

Perihal: Permohonan melakukan kegiatan tugas akhir

Dengan hormat,

Dengan ini kami beritahukan bahwa mahasiswa/i yang namanya tersebut dibawah ini dapat kami terima untuk melakukan kegiatan tugas akhir di perusahaan kami mulai tanggal 20 Februari sampai dengan 19 April 2018 di Rumbai:

NIM	Nama
145060201111084	Arief Soritua Slanturi

Untuk persiapan program ini, mahasiswa/i ini diharap kehadirannya pada :

Tanggal : 20 Februari 2018

Jam : 08:00 WIB

Tempat : **Bagi yang ditempatkan di Sumatera (Rumbai, Minas, Duri):**
Kantor HR Training Services, Edelweiss Office room 102, Rumbai, Pekanbaru
Bagi yang ditempatkan di Jakarta
Kantor HR Training Services, Sentral Senayan I, Lantai 14, Jakarta

Berikut ini kami sampaikan ketentuan - ketentuan bagi mahasiswa/i yang melakukan kerja praktik/tugas akhir di Chevron Indonesia.

1. Membawa surat keterangan kesehatan dari dokter pemerintah setempat, KTP, dan KTM serta persyaratan lainnya bilamana ada yang belum dilengkapi.

PT. Chevron Pacific Indonesia
Rumbai Camp, 28271, Pekanbaru
Riau, Indonesia

Purnami
No. 0017/HRTS/TA/II/2018
Hal. 2

2. Selama melakukan kerja praktik/tugas akhir di perusahaan, status mahasiswa yang bersangkutan adalah mahasiswa praktik/tugas akhir, bukan pegawai perusahaan.
3. Perusahaan akan berusaha memberikan kesempatan kepada mahasiswa/i untuk memperoleh pengalaman sesuai dengan persyaratan dari universitas, namun demikian, kepentingan operasional perusahaan akan lebih diutamakan. Perusahaan tidak berkewajiban untuk selalu menyetujui program yang diusulkan Mahasiswa.
4. Perusahaan akan memberikan bantuan sesuai peraturan dan tarif yang sudah ditentukan selama pelaksanaan program. Segala biaya dan keperluan mahasiswa selama program menjadi tanggungan mahasiswa/i sepenuhnya.
5. Selama melakukan kerja praktik/tugas akhir, mahasiswa/i setuju untuk mematuhi dan tunduk kepada semua peraturan dan ketentuan perusahaan (akan disampaikan pada waktu kedatangan) khususnya peraturan keselamatan kerja perusahaan.
6. Penilaian atas pelaksanaan melakukan kerja praktik/tugas akhir dilakukan hanya oleh wakil-wakil perusahaan yang ditunjuk. Setelah selesai menjalankan kerja praktik/tugas akhir mahasiswa/i wajib membuat laporan tertulis kepada bagian HR Training setempat yang disetujui oleh pengawas lapangan.
7. Mahasiswa/i kerja praktik/tugas akhir setuju untuk merahasiakan semua keterangan mengenai perusahaan dan tidak akan membicarakan urusan perusahaan dengan siapapun selain pengawas di perusahaan. Persetujuan ini dapat dicabut dengan segera apabila ketentuan mengenai kerahasiaan Perusahaan ini dilanggar.

Demikian kami sampaikan atas perhatiannya diucapkan terimakasih.

Hormat kami,

Hanira

Lampiran 3. Contoh Perhitungan Daya Pompa

Contoh perhitungan pada segment pipa L013, (2017)

1. Massa Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned}Q_{minyak} &= 1.000 \text{ BOPD} \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\&= 0,00184 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

$$\rho_{minyak} = 854 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\dot{m}_{minyak} &= \rho_{minyak} \times Q_{minyak} \\&= 854 \text{ kg/m}^3 \times 0,00184 \text{ m}^3/\text{s} \\&= 1,571 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

2. Kecepatan Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned}\text{Diameter Pipa (D)} &= 6 \text{ inci} \times 0,0254 \text{ m} \\&= 0,1524 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_{pipa} &= \pi \times \frac{1}{4} \times D^2 \\&= 3,14 \times \frac{1}{4} \times 0,1524^2 \\&= 0,0182 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_{minyak} &= \frac{Q_{minyak}}{A_{pipa}} \\&= \frac{0,00184 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0182 \text{ m}^2} \\&= 0,101 \text{ m/s}\end{aligned}$$

3. Viskositas Kinematik Minyak Mentah (48,88°C)

$$\begin{aligned}\mu_{minyak} &= 24,73 \text{ cP} \\&= 24,73 \times 0,001 \text{ kg/m.s} \\&= 0,02473 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\nu_{minyak} &= \frac{\mu_{minyak}}{\rho_{minyak}} \\&= \frac{24,73 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}}{854 \text{ kg/m}^3} \\&= 29 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}\end{aligned}$$

4. Bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}Re &= \frac{V \times D}{\nu} \\&= \frac{0,101 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,1524 \text{ m}}{29 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}}\end{aligned}$$

$$Re = 531,12$$

5. *Friction Factor* (f)

$$f = \frac{64}{Re}$$

$$f = \frac{64}{531,12}$$

$$f = 0,1205$$

6. *Pressure Drop* (ΔP)

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho V_m^2}{2} \quad (\text{Pa})$$

$$\Delta P = 0,1205 \frac{3.500}{0,1524} \frac{854 * 0,101^2}{2} \quad (\text{Pa})$$

$$\Delta P = 12.056,99 \quad \text{Pa}$$

7. *Daya Pompa*

$$\dot{W}_{pompa} = \dot{V} \Delta P$$

$$\dot{W}_{pompa} = 0,00184 * 12.056,99 \text{ (watt)}$$

$$\dot{W}_{pompa} = 22,17 \text{ Watt}$$



Lampiran 4. Karakteristik Minyak Mentah Setiap Stasiun Pengumpul

Tabel 1.

Karakteristik Minyak Mentah Setiap Stasiun Pengumpul

No	Stasiun Pengumpul	Debit (BOPD)	SG	Paraffin/Wax Content (% wt)	Cloud Point/WAT (°C)	Pour Point (°C)
1	Bangko	35.000	0,860	20	39,1	30,3
2	Alpha	2.000	0,855	19	38	30,1
3	Bravo	2.500	0.865	17	37	28
4	Charlie	1.000	0,860	17,5	37	29
5	Delta	3.500	0,859	19,5	38,8	31,5
6	Echo	3.000	0,850	19,5	39	32
7	Foxtrot	1.000	0,854	21,5	40,2	33
8	Golf	2.000	0,853	20,5	40	30,9
9	Hotel	3.000	0,850	20	39,5	30

PENGANTAR

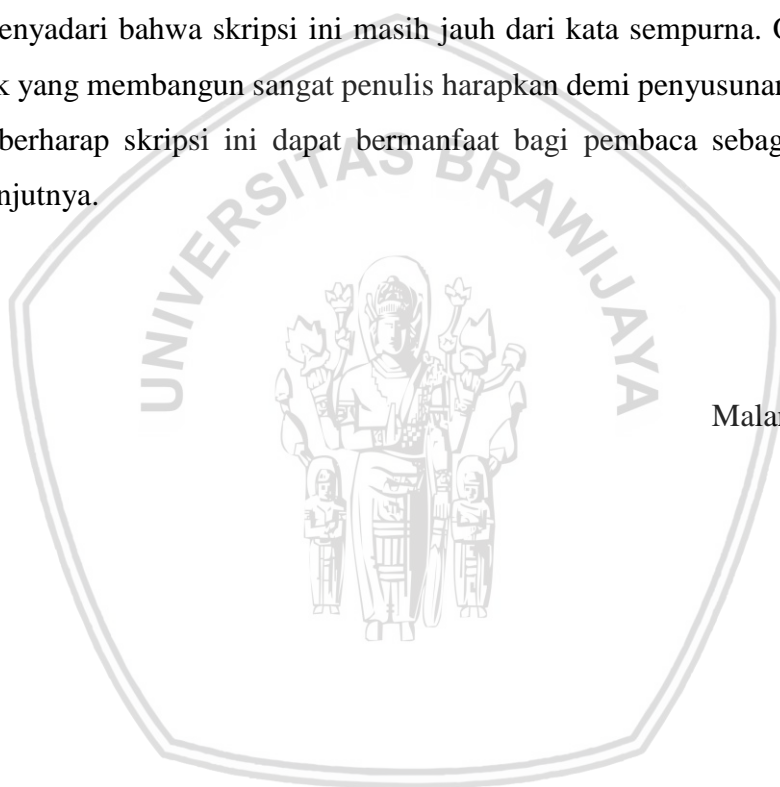
Puji syukur penulis ucapkan kepada Tuhan Yesus Kristus yang telah memberikan berkat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan skripsi ini. Penyusunan skripsi yang berjudul “Pemodelan Hidrolika Pipa Penyalur Minyak Mentah Terkait dengan Perubahan Cuaca untuk Memprediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* di PT. Chevron Pacific Indonesia” bertujuan untuk memenuhi salah satu persyaratan memperoleh gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Universitas Brawijaya Malang.

Dalam penyusunan skripsi penulis sangat berterima kasih kepada semua pihak yang telah membantu menyelesaikan skripsi ini. Secara khusus penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua, Anton Herry Sianturi, S.Ked. dan dr. Nancy Sartika Tambunan, M.Ked (PA),Sp.PA, yang telah memberikan dukungan secara materil maupun moral tanpa batas berupa doa, nasihat, arahan dan motivasi untuk selalu berada di jalan yang benar, serta adik, Agnes Maria Geraldine Sianturi yang ikut memberi dukungan kepada penulis.
2. Benny H. Sianturi, ST., MT. yang selalu memotivasi penulis dari sejak kecil hingga saat ini khususnya dalam bidang akademik.
3. Ir. Djarot B. Darmadi, MT., Ph.D. selaku Ketua Jurusan, Teguh Dwi Widodo, ST., M.Eng, Ph.D. selaku Sekretaris Jurusan, dan Mega Nur Sasongko, ST., MT., Dr.Eng. selaku Ketua Program Studi S1 Teknik Mesin Universitas Brawijaya yang telah membantu kelancaran administrasi akademik selama ini.
4. Winarto, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing I yang selalu menyempatkan waktu dan pikirannya untuk membimbing penulis dalam penyusunan skripsi.
5. Dr. Eng. Nurkholis Hamidi, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing II yang selalu menyempatkan waktu dan pikirannya untuk membimbing penulis dalam penyusunan skripsi.
6. Bapak Adi Kristanto selaku pembimbing lapangan dalam penyusunan skripsi penulis di PT. Chevron Pacific Indonesia. Terima kasih atas bimbingan dan nasihat yang diberikan dalam seluruh diskusi dan kunjungan lapangan terkait penyusunan skripsi penulis.
7. Seluruh rekan-rekan mahasiswa/i program kerja praktik (KP) dan Tugas Akhir (TA) di PT. Chevron Pacific Indonesia (Batch Februari 2018): Ade, Amril, Abimanyu, Daniel, Michelline, Randana, Kak Tiara, Wais, Yudha.
8. Seluruh dosen pengajar, staf, dan karyawan Jurusan Teknik Mesin Universitas Brawijaya yang telah membantu penulis dalam mendampingi penulis dalam menyelesaikan skripsi.

9. Seluruh elemen di Laboratorium Mesin-Mesin Fluida yaitu Bapak Winarto, S.T., M.T., Ph.D. selaku kepala laboratorium, Bapak Ponco Moch.NC selaku laboran, dan rekan-rekan asisten laboratorium: Mas Bayu, Mas Fathan, Mas Puji, Mas Faisal, Bang Partogi, Abu, Asep, Ojik, Mukti, Jeremy, Andrew, Tamara dan Afan. Terima kasih sudah berbagi suka dan duka selama penulis berada di kampus.
10. Semua rekan-rekan mahasiswa/i teknik mesin angkatan 2014 yang tidak dapat disebutkan satu per satu, semoga kebaikan terus mengalir dari tangan teman teman.
11. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah membantu dan mendukung penulis dalam menyelesaikan skripsi.

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, saran dan kritik yang membangun sangat penulis harapkan demi penyusunan skripsi dengan baik. Penulis berharap skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembaca sebagai acuan untuk penelitian selanjutnya.



Malang, 20 Juli 2018

Penulis

LEMBAR PENGESAHAN

**PEMODELAN HIDROLIKA PIPA PENYALUR MINYAK
MENTAH TERKAIT DENGAN PERUBAHAN CUACA UNTUK
MEMPREDIKSI TERJADINYA *PIPELINE CONGEAL* DI
PT. CHEVRON PACIFIC INDONESIA**

SKRIPSI

TEKNIK MESIN KONSENTRASI TEKNIK KONVERSI ENERGI

Diajukan untuk memenuhi persyaratan
memperoleh gelar Sarjana Teknik



ARIEF SORITUA SIANTURI
NIM. 145060201111084

Skripsi ini telah direvisi dan disetujui oleh dosen pembimbing
pada tanggal 20 Juli 2018

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

Winarto, ST., MT., Ph.D
NIP. 19710710 200012 1 001

Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.
NIP. 19740121 199903 1 001

Mengetahui
Ketua Program Studi

Dr.Eng. Mega Nur Sasongko, ST., MT.
NIP. 19740930 200012 1 001

PERNYATAAN ORISINALITAS SKRIPSI

Saya menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa sepanjang pengetahuan saya dan berdasarkan hasil penelusuran berbagai karya ilmiah, gagasan dan masalah ilmiah yang diteliti dan diulas dalam Naskah Skripsi ini adalah asli dari pemikiran saya. Tidak terdapat karya ilmiah yang pernah diajukan oleh orang lain untuk memperoleh gelar akademik di suatu Perguruan Tinggi, dan tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis dikutip dalam naskah ini dan disebutkan dalam sumber kutipan dan daftar pustaka.

Apabila ternyata di dalam naskah Skripsi ini dapat dibuktikan terdapat unsur-unsur jiplakan, saya bersedia Skripsi dibatalkan, serta diproses sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku (UU No. 20 Tahun 2003, Pasal 25 ayat 2 dan Pasal 70).

Malang, 20 Juli 2018

Mahasiswa



Arief Soritua Sianturi

NIM. 145060201111084



RINGKASAN

Arief Soritua Sianturi, Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik Universitas Brawijaya, Juni 2018, *Pemodelan Hidrolika Pipa Penyalur Minyak Mentah Terkait Dengan Perubahan Cuaca Untuk Memprediksi Terjadinya Pipeline Congeal Di PT. Chevron Pacific Indonesia*, Dosen Pembimbing : Winarto, ST., MT., Ph.D. dan Dr. Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.

Minyak mentah merupakan salah satu sumber energi utama dunia dewasa ini. Semua proses yang berkaitan dengan pengolahan maupun pendistribusian minyak mentah memerlukan perhatian khusus guna menjaga kestabilan operasi produksi. *Pipeline congeal* merupakan salah satu permasalahan yang berpotensi mengganggu kestabilan operasi produksi minyak mentah di PT. Chevron Pacific Indonesia (PT.CPI).

Pipeline congeal merupakan keadaan dimana minyak mentah mengalami kenaikan viskositas yang sangat signifikan serta terdapat komponen berat dari minyak mentah (parafin) yang mengendap pada dinding pipa. Hal ini dapat membuat aliran minyak mentah dihentikan karena energi yang diberikan pompa melebihi tekanan operasi pipa yang diijinkan. *Pipeline congeal* terjadi ketika temperatur minyak mentah berada di bawah *pour point*. Hal itu terjadi karena adanya perpindahan kalor dari minyak mentah ke lingkungan.

Analisis dilakukan untuk memprediksi terjadinya *pipeline congeal* saat temperatur lingkungan rendah pada beberapa segment pipa serta menganalisis pengaruh dari debit minyak mentah terhadap potensi terjadinya *pipeline congeal*. Tujuan dilakukan analisis adalah mengetahui temperatur minyak mentah di sepanjang segment pipa serta memberikan solusi berupa pengaplikasian pemanas pada segment pipa yang temperatur minyak mentahnya berada di bawah *pour point*, menganalisis temperatur minyak mentah ketika diameter pipa diperkecil serta perhitungan tebal insulasi yang diperlukan untuk pipa yang sudah ada dan pada pipa yang diameternya diperkecil guna mencegah terjadinya *pipeline congeal*.

Dari analisis yang dilakukan didapatkan semakin rendah temperatur lingkungan dan semakin rendah debit minyak mentah maka potensi terjadinya *pipeline congeal* semakin besar. Keseluruhan dari solusi yang diberikan dapat meningkatkan temperatur minyak mentah di sepanjang segment pipa. Pada solusi penggantian pipa diperoleh hasil dibutuhkan daya pompa yang lebih tinggi untuk mengalirkan minyak mentah dan pada beberapa kondisi masih diperlukan juga tambahan pemanas namun dengan daya input yang lebih rendah. Tebal insulasi yang diperlukan guna mencegah terjadinya *pipeline congeal* pada pipa yang sudah ada lebih besar dibandingkan pada pipa yang diameternya diperkecil.

Kata kunci : daya pemanas, penggantian pipa, *pipeline congeal*, tebal insulasi, temperatur minyak mentah.

SUMMARY

Arief Soritua Sianturi, *Department of Mechanical Engineering, Faculty of Engineering Brawijaya University, June 2018, Hydraulic Modeling of Crude Oil Pipelines Related to Weather Changes to Predict Pipeline Congeal at PT. Chevron Pacific Indonesia, Academic Supervisor : Winarto, ST., MT., Ph.D. and Dr. Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.*

Crude oil is one of the world's main energy sources today. All processes related to the processing or distribution of crude oil require special attention in order to maintain the stability of production operations. Congeal pipeline is one of the problems that have the potential to disrupt the stability of crude oil production operations at PT. Chevron Pacific Indonesia (PT. CPI).

Congeal pipeline is a condition where crude oil experiences a very significant increase in viscosity and there is a heavy component of crude oil (paraffin) that settles on the pipe wall. This can cause the flow of crude oil to be stopped because the energy provided by the pump exceeds the allowable pipe operation pressure. Pipeline congeal occurs when the crude oil temperature is below the pour point. This happens because of the heat transfer from crude oil to the environment.

The analysis was carried out to predict the occurrence of congealed pipeline when the ambient temperature was low in several pipeline segments and analyze the effect of crude oil discharge on the potential for congealed pipeline. The purpose of the analysis is to find out the temperature of crude oil along the pipe segment and provide a solution in the form of heating applications in the pipe segment whose crude oil temperature is below the pour point, analyze the temperature of the crude oil when the pipe diameter is reduced and the thickness calculation of the insulation needed for the existing pipe and on pipes whose diameter is minimized to prevent congeal pipeline.

From the analysis, it was found that the lower the ambient temperature and the lower the crude oil discharge, the greater the potential for congealed pipeline. The whole of the given solution can increase the temperature of the crude oil along the pipe segment. In the pipe replacement solution, the result is that it takes a higher pump power to drain crude oil and in some conditions additional heaters are needed but with lower input power. The thickness of insulation needed to prevent the occurrence of congealed pipelines in the existing pipe is greater than in the pipe whose diameter is reduced.

Keywords: *heating power, pipe replacement, pipeline congeal, insulation thickness, crude oil temperature.*

DAFTAR ISI

	Halaman
PENGANTAR	i
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR LAMPIRAN	viii
RINGKASAN.....	ix
SUMMARY	x
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Batasan Masalah	3
1.4 Tujuan Penelitian.....	3
1.5 Manfaat Penelitian.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Penelitian Terdahulu	5
2.2 Mekanisme Perpindahan Kalor	6
2.2.1 Konduksi	8
2.2.2 Konveksi	9
2.3 Konduktivitas Termal	12
2.4 API° Gravity (<i>American Petroleum Institute Gravity</i>).....	12
2.5 Viskositas	13
2.6 <i>Pressure Drop</i>	14
2.7 <i>Cloud Point / Wax Appearance Temperature</i>	15
2.8 <i>Pour Point</i>	16
2.9 <i>Pipeline Congeal</i>	16
2.10 Metode Pencegahan dan Penanganan <i>Pipeline Congeal</i>	17
2.11 Pemanas (<i>Heater</i>)	21
2.12 Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan	21
2.13 Insulasi	22
2.14 PIPEPHASE 9.1	24
2.15 Hipotesis	25

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian	27
3.2 Waktu dan Tempat Penelitian	27
3.3 Variabel Penelitian	27
3.3.1 Variabel Bebas	28
3.3.2 Variabel Terikat	28
3.3.3 Variabel Terkontrol.....	28
3.4 Skema Instalasi Perpipaian	29
3.5 Diagram Alir Penelitian.....	30

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Data dan Pengamatan Lapangan.....	33
4.1.1 Data Karakteristik Minyak Mentah	33
4.1.2 Data Viskositas Minyak Mentah	33
4.1.3 Data Produksi Minyak Mentah.....	34
4.1.4 Data Prediksi Produksi Minyak Mentah	35
4.1.5 Data Kecepatan Angin.....	35
4.1.6 Data Pipa Penyalur Minyak Mentah	36
4.2 Contoh Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas	38
4.2.1 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Dalam Pipa	38
4.2.2 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Luar Pipa.....	43
4.3 Hasil Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas	45
4.3.1 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Dalam Pipa	45
4.3.2 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Luar Pipa.....	45
4.4 Hasil Perhitungan	45
4.5 Grafik dan Pembahasan	47
4.5.1 Solusi I : Pengaplikasian Pemanas (<i>heater</i>)	47
4.5.1.1 Grafik Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi I.....	47
4.5.1.2 Grafik Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi II.....	51
4.5.1.3 Grafik Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi III	55
4.5.2 Solusi II : Penggantian Pipa	60
4.5.3 Solusi III : Pengaplikasian Insulasi	62

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	65
5.2 Saran	65

DAFTAR PUSTAKA
LAMPIRAN



DAFTAR TABEL

No.	Judul	Halaman
Tabel 2.1	Nilai C dan m untuk <i>cross flow</i> pada pipa silinder	11
Tabel 2.2	Klasifikasi Jenis Minyak.....	13
Tabel 4.1	Karakteristik minyak SLN	33
Tabel 4.2	Viskositas minyak SLN	34
Tabel 4.3	Data produksi seluruh stasiun pengumpul SLN tahun 2017.....	34
Tabel 4.4	Prediksi produksi minyak mentah.....	35
Tabel 4.5	Data kecepatan angin	35
Tabel 4.6	Data pipa penyalur minyak mentah	36
Tabel 4.7	Nama segment dan inisial pipa	37
Tabel 4.8	Koefisien perpindahan panas sisi dalam pipa	45
Tabel 4.9	Koefisien perpindahan panas sisi luar pipa.....	45
Tabel 4.10	Hasil temperatur pada kondisi I	46
Tabel 4.11	Hasil temperatur pada kondisi II.....	46
Tabel 4.12	Hasil temperatur pada kondisi III	46
Tabel 4.13	Dimensi pipa	60
Tabel 4.14	Hasil temperatur pipa lama segment L011 (\emptyset : 10 inci).....	60
Tabel 4.15	Hasil temperatur pipa baru segment L011 (\emptyset : 7,5 inci)	60
Tabel 4.16	Hasil temperatur pipa lama segment L013 (\emptyset : 6 inci).....	60
Tabel 4.17	Hasil temperatur pipa baru segment L013 (\emptyset : 4,5 inci)	61
Tabel 4.18	Perbandingan daya pemanas pada segment pipa L011.....	61
Tabel 4.19	Perbandingan daya pemanas pada segment pipa L013.....	61
Tabel 4.20	Perbandingan daya pompa segment pipa L013	62
Tabel 4.21	Perbandingan daya pompa segment pipa L011	62
Tabel 4.22	Tebal insulasi segment pipa L011 jika $\emptyset = 10$ inci	64
Tabel 4.23	Tebal insulasi segment pipa L011 jika $\emptyset = 7,5$ inci	64
Tabel 4.24	Tebal insulasi segment pipa L013 jika $\emptyset = 6$ inci	64
Tabel 4.25	Tebal insulasi segment pipa L013 jika $\emptyset = 4,5$ inci	64

DAFTAR GAMBAR

No.	Judul	Halaman
Gambar 2.1	Perpindahan kalor terjadi apabila terdapat perbedaan temperatur, semakin besar perbedaan temperatur maka nilai laju perpindahan kalor juga lebih tinggi	7
Gambar 2.2	Perpindahan panas secara konduksi	8
Gambar 2.3	Perpindahan panas secara konveksi	9
Gambar 2.4	Viskositas zat cair menurun dan pada gas meningkat seiring dengan kenaikan temperatur.....	14
Gambar 2.5	Endapan lilin terbentuk pada pipa penyalur minyak mentah.....	15
Gambar 2.6	<i>Pipeline Congeal</i>	17
Gambar 2.7	<i>Huff and Puff Steam Generator</i>	18
Gambar 2.8	Kurva performansi pompa sentrifugal	19
Gambar 2.9	<i>Booster Pump</i>	20
Gambar 2.10	Mekanisme ideal PPD.....	20
Gambar 2.11	Konservasi energi untuk aliran <i>steady</i>	21
Gambar 2.12	Keterangan pipa	22
Gambar 2.13	Radius Kritis Insulasi.....	23
Gambar 2.14	PIPEPHASE 9.1.....	24
Gambar 4.1	Pipa Penyalur Minyak Mentah (30 inci).....	36
Gambar 4.2	Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi I	47
Gambar 4.3	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2019).....	48
Gambar 4.4	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L011 (2021).....	49
Gambar 4.5	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2021).....	50
Gambar 4.6	Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi II	51
Gambar 4.7	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2017).....	52
Gambar 4.8	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2019).....	53
Gambar 4.9	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2021).....	54
Gambar 4.10	Prediksi Terjadinya <i>Pipeline Congeal</i> Pada Kondisi III.....	55
Gambar 4.11	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2017).....	56
Gambar 4.12	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2019).....	57
Gambar 4.13	<i>Temperature drop</i> minyak mentah pada segment pipa L013 (2021).....	59

DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran 1 Hasil Temperatur (Semua Variabel Bebas)
Lampiran 2 Surat Izin Pengambilan Data
Lampiran 3 Contoh Perhitungan Daya Pompa
Lampiran 4 Karakteristik Minyak Mentah Setiap Stasiun Pengumpul



BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan kebutuhan pokok bagi kehidupan manusia karena energi sangat berperan penting dalam kehidupan manusia baik yang berhubungan langsung maupun tidak berhubungan langsung, seperti untuk industri, pertanian, perikanan, pengolahan pangan, dan transportasi. Manusia berusaha mendapatkan energi dari sumber-sumber energi yang ada dengan memanfaatkan segala teknologi dan ilmu pengetahuan yang ada. Hidrokarbon (minyak dan gas bumi) merupakan salah satu sumber energi yang paling penting di bumi dan sudah lama ditemukan dan dikelola, perannya sebagai bahan bakar menjadi sumber energi utama dunia beberapa dekade terakhir.

Minyak mentah merupakan produk hasil penambangan di darat atau laut, dan harus diolah dan dipisahkan terlebih dahulu di tempat/kilang pengolahan agar kemudian dapat digunakan sebagai penghasil energi. Minyak mentah secara umum dialirkan dari lokasi penambangan/sumur minyak menuju kilang pengolahan untuk kemudian diproses menjadi bahan bakar minyak atau gas yang siap untuk digunakan. Proses penyaluran atau pengangkutan minyak mentah dari lokasi penambangan sumber energi yang ada menuju tempat pengolahan serta dari tempat pengolahan hingga tempat pendistribusian/pengapalan lebih lanjut memerlukan perhatian khusus agar prosesnya berlangsung dengan baik dan lancar, agar kestabilan kesinambungan operasional kilang pengolahan hidrokarbon menjadi bahan bakar yang siap untuk digunakan dapat terjamin. Minyak mentah diharapkan dapat mengalir normal dan lancar setiap saat selama masa operasi suatu lapangan minyak. Namun kenyataan pelaksanaan di lapangan ditemukan cukup banyak fenomena kendala dan permasalahan yang mengganggu kelancaran transportasi minyak mentah, baik yang dipengaruhi oleh faktor teknis maupun faktor non-teknis. Salah satu permasalahan yang ditemukan adalah fenomena *pipeline congeal*.

Pipeline Congeal merupakan suatu keadaan dimana minyak mentah dalam pipa mengalami kenaikan viskositas serta terdapatnya endapan lilin (*wax deposition*) pada pipa yang menyebabkan diperlukan tambahan energi/tekanan dari pompa untuk mampu mengalirkan minyak mentah tersebut.

Pada suatu keadaan kondisi tersebut menyebabkan aliran dihentikan karena tekanan yang diperlukan sudah melebihi tekanan operasi pipa yang diijinkan. Proses perubahan viskositas yang dapat menyebabkan minyak mentah tidak dapat mengalir dinamakan *congelation*.

Congelation atau pengentalan minyak mentah disebabkan oleh adanya penurunan temperatur lingkungan akibat dari perubahan cuaca (hujan maupun gerimis berkepanjangan). Perubahan cuaca mengakibatkan perpindahan kalor dari minyak ke lingkungan meningkat mengakibatkan temperatur minyak mentah bisa mencapai dibawah *pour point* minyak mentah tersebut. Secara normal, penurunan temperatur minyak mentah akan membuat viskositas minyak mentah meningkat dan menyebabkan minyak mentah semakin sulit untuk mengalir.

Fenomena ini membuat permasalahan terhadap laju alir minyak mentah dan proses pengirimannya dari stasiun pengumpul menuju tanki penyimpanan. Hal ini bisa mengakibatkan penurunan jumlah produksi/debit minyak mentah yang cukup signifikan. Data yang diperoleh dari laporan tahunan produksi minyak dan kondensat tahun 2014, 2016 dan 2017 oleh Satuan Kerja Khusus Pelaksana Kegiatan Usaha Hulu Minyak dan Gas Bumi (SKK MIGAS) menjelaskan bahwa tingkat produksi minyak PT. Chevron Pacific Indonesia (PT.CPI) mengalami penurunan. Adapun penurunan yang terjadi salah satunya disebabkan oleh permasalahan *pipeline congeal*. Stok minyak juga disebutkan tertahan di beberapa stasiun pengumpul (*gathering station*). Permasalahan *pipeline congeal* juga dilaporkan cukup sering terjadi pada segment-segment pipa tertentu, hal ini disebabkan oleh karakteristik minyak mentah yang mengalir segment pipa tersebut memiliki kandungan parafin cukup tinggi. *Pipeline congeal* juga terjadi pada bulan Januari 2018 di area Bangko - Dumai, yang berdampak pada tertahannya produksi selama beberapa hari dan membuat sumur-sumur minyak di area tersebut berhenti beroperasi. Dampak dari berhentinya aliran minyak/*pipeline congeal* tersebut diperkirakan menyebabkan hilangnya produksi sebesar 25% dari rata-rata angka produksi per hari.

Secara alami produksi minyak di PT. CPI maupun di perusahaan lainnya mengalami penurunan seiring berjalannya waktu. Hal ini disebabkan karena minyak mentah yang diperoleh secara dominan berasal dari lapangan minyak yang sudah lama dioperasikan dan angka produksinya juga selalu menurun (*mature field*). Penurunan produksi minyak mentah ini akan berpotensi mempengaruhi laju alir minyak mentah dalam fasilitas perpipaan yang ada terutama pada pipa penyalur minyak mentah. Langkah antisipasi terhadap dampak berkurangnya laju alir minyak mentah perlu diperhitungkan.

Permasalahan *pipeline congeal* di PT. CPI sendiri adalah permasalahan yang cukup kompleks. Karena permasalahan ini terjadi di dalam pipa dimana PT. CPI sendiri memiliki jaringan perpipaan yang sangat kompleks pula. Terdiri dari pipa-pipa yang berbeda diameternya serta panjang pipa yang juga bervariasi. Semua pipa tersebut terintegrasi menjadi satu pipa utama (*trunk line*) yang nantinya akan membawa minyak mentah menuju tanki pengumpul akhir (*Dumai Tank Farm*) untuk dikapalkan.

Menjaga kestabilan penyaluran minyak adalah sesuatu yang mutlak menjadi perhatian khusus bagi pemangku kebijakan perusahaan pengelola minyak dan gas bumi. Kestabilan operasi produksi dan penyaluran minyak akan menguntungkan bagi semua pihak, baik pihak perusahaan sebagai produsen maupun pihak konsumen yang membutuhkan. Untuk itu Penulis ingin mengkaji permasalahan *pipeline congeal* dan menghasilkan solusi alternatif yang dapat menjadi bahan pertimbangan oleh Perusahaan guna mengatasi permasalahan tersebut.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah disampaikan, maka permasalahan yang akan dibahas dalam penelitian ini adalah :

1. Bagaimana pengaruh dari penurunan temperatur lingkungan terhadap potensi terjadinya *pipeline congeal* ?
2. Bagaimana pengaruh perubahan debit minyak mentah terhadap potensi terjadinya *pipeline congeal*?
3. Apa solusi alternatif terhadap permasalahan *pipeline congeal*?

1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah dalam penelitian ini adalah:

1. Perpindahan kalor dan aliran yang terjadi pada kondisi *steady*.
2. Dalam analisis pemodelan menggunakan alat bantu *software* simulasi perpipaan.
3. Angka produksi yang dianalisa dibatasi hanya dalam kurun waktu tiga tahun ke depan.
4. Solusi alternatif yang diberikan hanya membahas dari segi teknis dan tidak memperkirakan nilai ekonomis.
5. Solusi alternatif hanya berfokus pada konsep perhitungan energi dan skematik saja. Tidak memperhitungkan perancangan detail alat.
6. Analisis ini hanya dilakukan pada pipa penyalur minyak Bangko-Dumai.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah:

1. Menganalisis pengaruh dari penurunan temperatur lingkungan dan perubahan produksi minyak mentah terhadap potensi terjadinya *pipeline congeal*.
2. Memberikan solusi alternatif lain terkait permasalahan *pipeline congeal*.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penelitian ini adalah:

1. Menambah wawasan terkait permasalahan pendistribusian minyak mentah
2. Memperkirakan terjadinya *pipeline congeal* di beberapa daerah tertentu.
3. Memperkirakan terjadinya *pipeline congeal* terkait perubahan produksi minyak.
4. Pengaplikasian ilmu teoritis yang ada pada bangku perkuliahan di lapangan.



BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Penelitian Terdahulu

(Ramadhani, 2018) melakukan suatu penelitian yang berjudul “Analisis Pemilihan Metode Alternatif Dalam Mengatasi *Congéal Oil* Pada Lapangan Aramida”. Penelitian ini dilakukan untuk mencari solusi alternatif guna mengatasi minyak yang mengental/membeku (*congeal oil*) pada kasus *subsurface* di lapangan Aramida. Lapangan Aramida sendiri adalah salah satu lapangan yang dikelola oleh PT. Chevron Pacific Indonesia dan sudah beroperasi sejak tahun 1958. Karakteristik minyak mentah yang ada di lapangan ini adalah *heavy oil*, sehingga memerlukan perhatian khusus dalam proses pengangkatan minyak dari *well* menuju *surface*. Penelitian ini juga memperhitungkan faktor ekonomi untuk menentukan metode alternatif terbaik. Hasil yang didapat adalah pengaplikasian metode *exothermic job* merupakan metode yang terbaik karena memiliki *Net Present Value* (NPV) yang terbesar.

(Syamwil, 2015) melakukan suatu penelitian yang berjudul “Pencegahan *Congéal* Dengan Mengubah Rute Sumur Minyak Dengan Nilai *Water-Cut* Yang Tinggi Serta Temperatur Tinggi”. Penelitian tersebut menyatakan bahwa beberapa sumur minyak yang ada di lapangan Balam pernah mengalami *congeal* pada pipa penyalur dari sumur menuju stasiun pengumpul minyak sehingga pipa tersebut tidak dapat lagi dialiri oleh minyak. Namun, minyak yang diproduksi dari beberapa sumur minyak yang lain memiliki nilai *water-cut* tinggi serta temperatur minyak yang keluar dari sumur yang juga lebih tinggi. Sumur-sumur ini sangat berpotensi menjadi sumber panas tambahan untuk meningkatkan temperatur minyak pada pipa dimana *congeal* terjadi. Sebuah jaringan pipa dibangun untuk mengalihkan minyak bertemperatur tinggi menuju pipa yang mengalami *congeal*. Hal ini berhasil meningkatkan temperatur minyak untuk mengembalikan angka produksi dari sumur-sumur yang memiliki temperatur rendah, dan meningkatkan produksi minyak area Balam sebesar 296 BOPD.

(Assunção *et al*, 2010) melakukan suatu kajian yang berjudul “Endapan *Wax* Dalam Pipa Penyalur Minyak Mentah”. Dalam penelitian ini dijelaskan bahwa minyak mentah merupakan campuran kompleks antara hidrokarbon yang terdiri dari senyawa aromatik, parafin, *asphaltene* dan lain-lain.

Ketika temperatur menurun, komponen-komponen berat, seperti parafin, akan mengendap dalam dinding sisi dalam pipa dalam bentuk *wax-oil gel*. Endapan tersebut menangkap atau menahan sejumlah minyak. Ketika temperatur semakin rendah, semakin tebal lapisan *wax* yang terbentuk. Hal ini menyebabkan pembekuan bertahap minyak mentah dan pada akhirnya minyak berhenti bergerak/mengalir dalam pipa penyalur minyak lepas pantai (*offshore pipelines*). Adanya endapan akan mempengaruhi diameter efektif pipa penyalur minyak dan hal ini menimbulkan masalah seperti *pressure drop* yang lebih besar yang berarti memerlukan tambahan energi untuk memompakan minyak mentah, tersumbatnya pipa serta tidak berfungsinya beberapa peralatan-peralatan pendukung yang ada. Masalah ini dapat menjadi semakin parah ketika seluruh jaringan pipa tersumbat sepenuhnya. Hal ini tentunya menghabiskan biaya yang sangat besar untuk memulihkan keadaan tersebut agar minyak dapat mengalir kembali secara normal.

(Misra *et al*, 1995) melakukan suatu kajian yang berjudul “Permasalahan-permasalahan Parafin Dalam Produksi Minyak Mentah dan Transportasinya”. Dalam kajian dijelaskan bahwa permasalahan-permasalahan yang terkait terjadinya kristalisasi dan endapan parafin selama produksi dan transportasi minyak mentah mengakibatkan kerugian besar di bidang ekonomi pada industri perminyakan. Tujuan dari kajian ini adalah memberikan pengetahuan terkait permasalahan tersebut secara sistematis dan komprehensif. Parafin umumnya larut dalam minyak mentah namun parafin akan mengkristal ketika temperatur minyak mentah menurun dan hal tersebut menjadi penyebab utama terjadinya endapan pada minyak bumi. Karena temperatur sangat mempengaruhi proses pembentukan endapan, maka kondisi iklim daerah sekitar minyak mentah juga harus diperhitungkan. Parafin mengkristal dikarenakan penurunan tekanan dan temperatur. Penurunan tekanan menyebabkan hilangnya pelarut alami (*natural solvent*) untuk parafin sedangkan perubahan temperatur mempengaruhi kelarutan parafin dalam minyak bumi. Endapan parafin dipengaruhi oleh beberapa faktor yakni kapasitas aliran minyak, perbedaan temperatur antara minyak mentah dan permukaan pipa (lingkungan), laju pendinginan dan kondisi permukaan pipa.

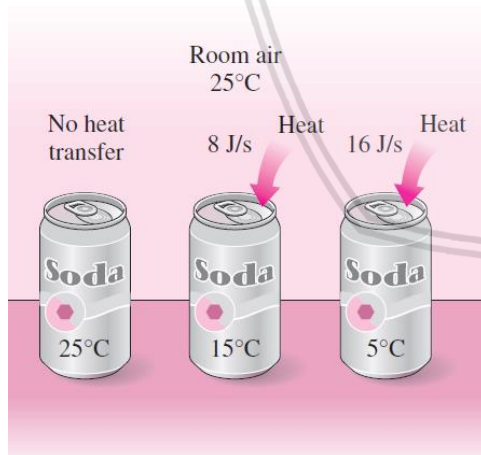
2.2 Mekanisme Perpindahan Kalor

Kalor merupakan salah satu bentuk energi yang dapat berpindah karena perbedaan temperatur, dimana kalor berpindah dari temperatur tinggi ke temperatur yang lebih rendah untuk menciptakan kesetimbangan energi. Adanya perbedaan temperatur tersebut menjadi penggerak (*driving force*) bagi kalor untuk dapat berpindah. Sama seperti adanya perbedaan

tekanan pada fluida sehingga fluida dapat mengalir dan adanya perbedaan potensial sehingga listrik dapat mengalir.

Perpindahan kalor sendiri berbeda dengan termodinamika, dimana pada termodinamika berfokus pada jumlah perpindahan kalor pada proses perpindahan energi, tanpa menentukan berapa lama waktu yang dibutuhkan. Dengan kata lain termodinamika hanya menjelaskan berapa kalor yang dipindahkan untuk merubah keadaan suatu zat sebagai penjelasan terhadap hukum kekekalan energi. Sedangkan fokus studi pada perpindahan kalor mengenai laju perpindahan kalor yang terjadi pada suatu proses, sehingga bisa diketahui waktu yang dibutuhkan untuk mencapai sebuah keadaan dan mampu menentukan waktu yang dibutuhkan dalam melakukan proses perpindahan kalor.

Sebagai contoh pada gambar 2.1 terdapat tiga buah kaleng soda dengan temperatur yang berbeda (25°C , 15°C , dan 5°C) diletakkan pada ruangan yang bertemperatur konstan (25°C). Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya, pada kaleng soda yang pertama (25°C) tidak ada perpindahan kalor karena kondisi temperatur kaleng soda dan lingkungan yang sama, sedangkan pada kaleng soda kedua (15°C) dan ketiga (5°C) terjadi perpindahan kalor namun dengan laju perpindahan kalor yang berbeda. Kaleng soda ketiga memiliki laju perpindahan kalor lebih tinggi dikarenakan perbedaan temperatur kaleng soda dengan lingkungannya lebih besar.



Gambar 2.1 Perpindahan kalor terjadi apabila terdapat perbedaan temperatur, semakin besar perbedaan temperatur maka nilai laju perpindahan kalor juga lebih tinggi.

Sumber : Cengel (2003, p.60)

Mekanisme perpindahan kalor sendiri terdiri atas tiga, yaitu konduksi, konveksi, dan radiasi.

2.2.1 Konduksi

Konduksi merupakan salah satu jenis perpindahan kalor dimana energi/kalor berpindah dari partikel-partikel yang lebih berenergi ke partikel-partikel lain yang berdekatan. Konduksi bisa terjadi pada zat padat, cair, maupun gas. Pada zat padat, konduksi terjadi akibat gabungan dari getaran antar molekul dan perpindahan energi melalui elektron bebas. Sedangkan pada zat cair dan gas, konduksi terjadi akibat benturan dan difusi antar molekulnya yang terjadi secara acak.

Besar laju perpindahan kalor yang terjadi secara konduksi tergantung pada bentuk atau dimensi medium perantara, luas permukaan perpindahan kalor, material yang digunakan, dan perbedaan temperatur pada medium (gambar 2.2). Semakin tebal media perpindahan kalor, maka laju perpindahan kalor konduksi akan semakin rendah. Begitu juga jika luas permukaan dan perbedaan temperatur media perpindahan kalor semakin besar nilainya, maka nilai laju perpindahan kalor konduksi akan semakin besar pula. Hal ini sesuai dengan persamaan (2-1) yang dikemukakan oleh J. Fourier :

$$Q_{\text{konduksi}} = -k \cdot A \cdot \frac{\Delta T}{\Delta x} \quad \text{..... (2-1)}$$

Dimana :

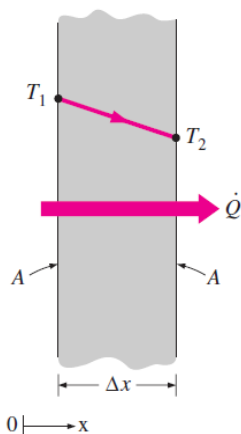
Q_{konduksi} : laju perpindahan kalor secara konduksi (Watt)

k : konduktivitas termal ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)

A : luas permukaan perpindahan kalor (m^2)

ΔT : beda temperatur ($^\circ\text{C}$)

Δx : tebal media perpindahan kalor (m)



Gambar 2.2 Perpindahan kalor secara konduksi

Sumber : Cengel (2003, p.18)

2.2.2 Konveksi

Konveksi merupakan proses perpindahan energi antara permukaan benda padat dan fluida (zat cair maupun gas) yang mengalir didekatnya. Dengan kata lain konveksi merupakan kombinasi antara konduksi dan perpindahan fluida, dimana semakin cepat fluida bergerak, maka semakin besar laju perpindahan kalor secara konveksi. Ilustrasi mekanisme perpindahan kalor secara konveksi dapat dilihat pada gambar 2.3.

Perpindahan kalor secara konveksi sendiri dibagi lagi menjadi 2 macam, yaitu konveksi secara paksa (*forced convection*) dan konveksi secara alami (*natural convection*). Konveksi paksa juga terdiri atas konveksi paksa internal dan konveksi paksa eksternal. Konveksi paksa terjadi ketika fluida perantara kalor bergerak dengan menggunakan bantuan alat seperti *fan*, *blower*, kompresor atau pompa. Sedangkan konveksi bebas terjadi ketika fluida perantara bergerak tanpa menggunakan bantuan alat. Pergerakan fluida pada konveksi alami disebabkan oleh gaya buoyancy (*buoyancy force*) dimana zat yang memiliki densitas lebih rendah akan selalu berada diatas zat yang densitasnya lebih besar. Perubahan densitas disini disebabkan oleh adanya variasi atau perbedaan temperatur.

Laju perpindahan kalor secara konveksi dirumuskan oleh Newton melalui hukum pendinginan Newton pada persamaan (2-2):

$$Q_{konveksi} = h \cdot A_s \cdot (T_s - T_{\infty}) \dots\dots\dots (2-2)$$

Dimana :

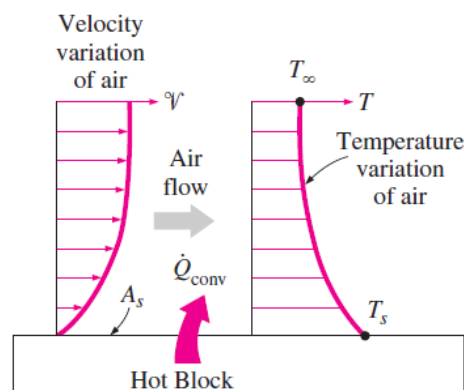
$Q_{konveksi}$: laju perpindahan kalor secara konveksi (Watt)

h : koefisien perpindahan kalor konveksi ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)

A_s : luas permukaan dimana perpindahan kalor secara konveksi terjadi (m^2)

T_s : temperatur permukaan benda padat ($^\circ\text{C}$)

T_{∞} : temperatur fluida ($^\circ\text{C}$)



Gambar 2.3 Perpindahan kalor secara konveksi

Sumber : Cengel (2003, p.26)

Jika ditinjau dari satuannya nilai koefisien perpindahan kalor konveksi (h) dapat didefinisikan sebagai laju perpindahan kalor antara suatu permukaan benda padat (*solid*) dan suatu fluida tiap satuan luas permukaan tiap satuan perbedaan temperatur. Koefisien perpindahan kalor konveksi (h) tidak termasuk sifat dari sebuah fluida. Nilai koefisien perpindahan kalor konveksi dipengaruhi oleh 3 bilangan tak berdimensi, yaitu bilangan Reynold, bilangan Prandtl, dan bilangan Nusselt.

1. Bilangan Reynolds

Bilangan Reynolds merupakan bilangan tak berdimensi yang berfungsi untuk menentukan karakteristik aliran pada suatu fluida, yaitu aliran laminar, transisi, atau turbulen. Suatu aliran pada sistem tertutup (pipa) dapat dikatakan laminar apabila memiliki bilangan Reynolds kurang dari 2300, aliran transisi pada bilangan Reynolds antara 2300 dan 4000, dan aliran turbulen pada bilangan Reynolds diatas 4000. Untuk menentukan bilangan Reynolds dapat menggunakan persamaan (2-3):

$$Re = \frac{\rho V_m D_h}{\mu} \dots\dots\dots (2-3)$$

Dimana :

ρ : densitas fluida (kg/m^3)

V_m : kecepatan aliran (m/s)

D_h : diameter hidrolis (m)

μ : viskositas dinamik ($\text{kg/m} \cdot \text{s}$)

2. Bilangan Prandtl

Bilangan tak berdimensi lainnya yang mempengaruhi nilai koefisien konveksi adalah bilangan Prandtl. Bilangan ini merupakan perbandingan antara viskositas kinematik suatu fluida dengan difusivitas termalnya. Dengan kata lain, bilangan Prandtl menunjukkan ketebalan dari lapisan batas pada sebuah aliran. Semakin besar bilangan Prandtl maka semakin besar pula lapisan batas sebuah aliran. Untuk menentukan bilangan Prandtl dapat menggunakan persamaan (2-4):

$$Pr = \frac{v}{a} \dots\dots\dots (2-4)$$

$$v = \frac{\mu}{\rho} \dots\dots\dots (2-5)$$

$$a = \frac{k}{c_p \rho} \dots\dots\dots (2-6)$$

Dimana:

v : viskositas kinematik fluida (cm^2/s)

a : difusivitas termal fluida

3. Bilangan Nusselt

Bilangan Nusselt merupakan bilangan tak berdimensi yang menunjukkan hubungan perpindahan kalor konveksi dengan konduksi pada aliran fluida. Bilangan Nusselt secara umum digunakan untuk menyederhanakan banyaknya variabel-variabel yang digunakan dalam perhitungan. Secara umum persamaan (2-7) dapat digunakan untuk menentukan bilangan Nusselt:

$$Nu = \frac{h D_h}{k} \dots\dots\dots (2-7)$$

Dimana:

h : koefisien perpindahan kalor konveksi ($W/m^2.K$)

D_h : diameter hidrolis (m)

k : konduktivitas termal ($W/m.K$)

Dalam analisis ini akan diamati mekanisme perpindahan kalor konduksi, konveksi internal dan konveksi eksternal. Pada kasus konveksi eksternal bilangan Nusselt yang digunakan adalah persamaan empiris yang dikemukakan Hilpert, persamaan (2-8) dapat diterapkan pada kondisi bilangan Prandtl ≥ 0.7 dan nilai C dan m yang konstan.

$$\overline{Nu_D} = \frac{\bar{h}D}{k} = C Re_D^m Pr^{1/3} \dots\dots\dots (2-8)$$

Dimana nilai C dan m dapat diperoleh dari tabel 2.1:

Tabel 2.1

Nilai C dan m untuk *cross flow* pada pipa silinder

Re_D	C	m
0.4 – 4	0.989	0.330
4 – 40	0.911	0.385
40 – 4000	0.683	0.466
4000 – 40000	0.193	0.618
40000 – 400000	0.027	0.805

Sumber : Frank (2011, p.458)

Pada analisis perpindahan kalor konveksi internal di dalam pipa pada aliran laminar yang sudah berkembang sempurna (*fully developed*) untuk kasus temperatur permukaan yang bernilai konstan ,bilangan Nusselt yang digunakan ada pada persamaan (2-9):

$$Nu_D = \frac{h D}{k} = 3.66 \text{ (} T_s = \text{konstan) } \dots\dots\dots (2-9)$$

Sedangkan untuk aliran transisi, menggunakan persamaan (2-10):

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{f}{8}\right)(Re-1000)Pr}{1+12.7\left(\frac{f}{8}\right)^{\frac{1}{2}}(Pr^{\frac{2}{3}}-1)} \dots\dots\dots (2-10)$$

Dimana:

f : *friction factor*

Persamaan (2-10) dapat digunakan untuk bilangan Prandtl dengan rentang $0.5 \leq Pr \leq 2000$ dan pada bilangan Reynolds $3000 \leq Re \leq 5 \times 10^6$. Sedangkan untuk aliran turbulen, menggunakan persamaan (2-11):

$$Nu_D = 0.023 Re^{4/5} Pr^n \dots\dots\dots (2-11)$$

Dimana:

$n = 0,3$ untuk pendinginan

0,4 untuk pemanasan

2.3 Konduktivitas Termal

Kemampuan suatu material untuk menyimpan kalor disebut sebagai panas/kalor spesifik atau kalor jenis. Sedangkan konduktivitas termal adalah suatu ukuran kemampuan suatu material untuk menghantarkan panas. Dengan kata lain konduktivitas termal suatu material dapat didefinisikan sebagai laju perpindahan kalor yang melalui suatu satuan tebal material tiap luasan area tiap perbedaan temperatur. Semakin tinggi nilai konduktivitas termal suatu material maka mengindikasikan material tersebut dapat disebut sebagai konduktor panas yang baik, demikian sebaliknya jika nilai konduktivitas termal suatu material rendah maka material tersebut disebut sebagai konduktor panas yang buruk atau isolator. Konduktivitas termal suatu zat pada fase solid memiliki nilai tertinggi dan pada fase gas memiliki nilai terendah.

2.4 API° Gravity (American Petroleum Institute Gravity)

Terdapat beberapa definisi terkait densitas suatu fluida yang digunakan pada operasi/industri pada sektor hulu minyak dan gas, diantaranya adalah densitas, *specific gravity* atau densitas relatif dan API° Gravity. Densitas suatu fluida didefinisikan sebagai keseluruhan massa yang terkandung dalam setiap satuan volume. Densitas adalah suatu *property* dari ilmu termodinamika dan merupakan fungsi dari tekanan dan temperatur. Densitas zat cair lebih tinggi dibanding dengan densitas gas dan hanya sedikit dipengaruhi oleh perubahan tekanan dan temperatur. Densitas suatu gas akan meningkat seiring dengan kenaikan tekanan dan akan menurun seiring dengan kenaikan temperatur. Densitas suatu fluida merupakan karakteristik fluida yang sangat penting untuk diperhitungkan dalam suatu analisis aliran fluida.

Nilai suatu densitas zat cair sering diinformasikan dalam perbandingannya dengan densitas air pada kondisi standar (temperatur 60°F dan tekanan 14.7 psia). Persamaan (2-12) digunakan untuk menentukan densitas suatu fluida ketika diketahui nilai *specific gravity*.

$$\rho = 1000 * SG \text{ (SI)} \dots\dots\dots (2-12)$$

Sedangkan API° Gravity adalah fungsi dari *specific gravity* (SG). Dimana nilai API° Gravity berbanding terbalik dengan nilai SG, dimana fluida yang lebih ringan memiliki nilai API° Gravity yang tinggi. Sebagai contoh, suatu kondensat memiliki nilai API° Gravity berkisar 30 sampai dengan 40, sementara air memiliki nilai API° Gravity 10. API° Gravity dapat ditentukan dengan persamaan (2-13):

$$API^\circ = \frac{141.5}{SG} - 131.5 \dots\dots\dots (2-13)$$

Minyak mentah secara umum dapat diklasifikasikan berdasarkan densitasnya. Pada tabel 2.2 dijelaskan klasifikasi minyak mentah berdasarkan densitas yang dimiliki:

Tabel 2.2
Klasifikasi Jenis Minyak

API°	Kategori	Nama Minyak
6 -10	Extra Heavy Oil	Venezuela (Orinoco), Canadian Lloydminster, Canadian Athabasca
10	Water	-
11 - 25	Heavy Oil	Alaska Viscous, Alaska Heavy,
26 – 29	Medium Heavy Oil	Arab Heavy, Alaska NS Crude 29
30 - 40	Light Oil	West Texas Intermediate 40, Canadian Syn-crude 33, Arab Light,

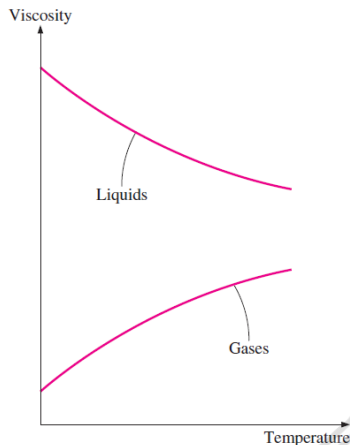
Sumber : British Petroleum (2011)

2.5 Viskositas

Viskositas adalah karakteristik suatu fluida yang menunjukkan hambatan internal/ *internal resistance* untuk mengalir. Viskositas disebabkan oleh adanya gaya kohesif diantara molekul-molekul pada zat cair, dan oleh molekul-molekul yang saling bertabrakan pada gas. Semua fluida memiliki nilai viskositasnya masing-masing, dan semua fluida yang mengalir selalu melibatkan viskositas. Aliran dimana efek viskositas sangat signifikan disebut *viscous flows*. Pengaruh viskositas pada suatu aliran terkadang sangat kecil dan mengabaikan nilai viskositasnya dapat mempermudah analisis suatu aliran dengan tingkat akurasi yang cukup tinggi. Aliran dimana efek viskositas tidak diperhitungkan disebut aliran tanpa gesekan atau *inviscid flow*.

Secara umum viskositas dari suatu fluida bergantung pada temperatur dan tekanan, meskipun pengaruh dari tekanan sangat kecil. Pada zat cair, viskositas (dinamik dan kinematik) tidak dipengaruhi oleh tekanan, dan perubahan tekanan sekecil apapun biasanya diabaikan, kecuali pada tekanan yang sangat tinggi (ekstrim). Begitu juga pada gas, tekanan

tidak mempengaruhi viskositas dinamikanya. Namun, tidak untuk viskositas kinematik karena densitas gas berbanding lurus dengan tekanannya. Viskositas pada fluida berhubungan langsung dengan daya yang dibutuhkan untuk mengalirkan fluida dalam pipa. Pada gambar 2.4 dapat diketahui nilai viskositas zat cair berbanding terbalik dengan temperatur zat tersebut, namun pada gas menunjukkan hal yang sebaliknya.



Gambar 2.4 Viskositas zat cair menurun dan pada gas meningkat seiring dengan kenaikan temperatur
Sumber : Cengel (2003, p.49)

2.6 Pressure Drop

Pressure drop adalah kondisi dimana berkurangnya tekanan pada fluida (minyak) yang mengalir sebagai akibat dari adanya gesekan antara minyak dengan dinding sisi dalam pipa. *Pressure drop* dapat diamati dari perbedaan tekanan aliran fluida yang terbaca pada sisi masuk pipa dengan sisi keluar pipa atau pada satu titik diantaranya. *Pressure drop* menunjukkan adanya energi yang hilang dari fluida yang mengalir sehingga nilainya harus diperhitungkan untuk memastikan aliran fluida dapat mengalir sesuai dengan kondisi yang diinginkan. Dengan kata lain, *pressure drop* menjadi parameter penting untuk menentukan daya yang dibutuhkan pada mesin-mesin fluida (pompa, fan, blower) untuk mengalirkan fluida tersebut. Dimana daya yang diberikan harus lebih besar dibandingkan dengan nilai *pressure drop* yang didapat. Untuk menghitung nilai *pressure drop* pada suatu aliran pipa dapat ditentukan dengan persamaan (2-14):

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{\rho V^2}{2} \dots\dots\dots (2-14)$$

Untuk mencari nilai *friction factor* (f) dapat ditentukan dengan persamaan (2-15):

$$f = \frac{64}{Re} \text{ (laminar) } \dots\dots\dots (2-15)$$

Untuk mencari daya pompa dapat ditentukan dengan persamaan (2-16):

$$\dot{W}_{pompa} = \dot{V}\Delta P \dots\dots\dots(2-16)$$

Dimana:

f : *friction factor*

L : panjang pipa (m)

D : diameter pipa (m)

ρ : densitas fluida (kg/m³)

V : kecepatan fluida (m/s)

\dot{V} : debit fluida (m³/s)

2.7 Cloud Point / Wax Appearance Temperature

Cloud Point atau istilah lainnya *Wax Appearance Temperature* (WAT) merupakan temperatur dimana parafin mulai mengendap menjadi kristal *wax*/lilin dapat terlihat. Formasi dan endapan lilin pada dinding pipa dimulai ketika temperatur minyak mentah lebih rendah dari WAT (B. Yao *et al*, 2016). Ketika temperatur fluida (minyak mentah) berada dibawah WAT, ukuran kristal *wax*/lilin akan membesar sehingga perilaku maupun sifat fluida akan semakin mendekati maupun semakin menyerupai sifat zat padat. Endapan yang terbentuk di dalam pipa dapat ditunjukkan pada gambar 2.5. Pengujian WAT dilakukan dengan standar ASTM D-5771. Nilai WAT bergantung pada konsentrasi *wax*, kristalisasi *wax* dan *shear stability* dari struktur *wax* yang berbeda (Holder and Winkler, 1965; Hussain *et al.*, 1999).



Gambar 2.5 Endapan lilin terbentuk pada pipa penyalur minyak mentah
Sumber : Misra *et al* (1995)

2.8 *Pour Point*

Pour point (*gelation temperature*) adalah temperatur terendah dimana suatu fluida masih dapat mengalir pada kondisi pengujian standar. *Pour point* dengan kata lain merupakan temperatur terendah dimana minyak mentah dapat disimpan dan ditangani tanpa terjadi *congeal* dalam tanki penyimpanan minyak mentah maupun pada pipa penyalur minyak mentah (Younes, 2012). Umumnya *pour point* berada pada rentang temperatur 10°C-20°C lebih rendah dari *cloud point* (Ajienka, J.A. & Ikoku, C.V, 1997).

Saat temperatur suatu fluida (minyak) di bawah *pour point* maka minyak tersebut tidak berada pada fase solid (membeku). Hal yang terjadi adalah parafin dalam minyak mengkristal dan membentuk matriks kristal lilin. Matriks kristal lilin menahan sebagian besar bagian cair dari minyak mentah di dalamnya. Dengan menjebak bagian cair dalam matriks kristal lilin, kristal lilin mencegah cairan dalam minyak mentah mengalir dan minyak tidak dapat bergerak/mengalir (Manka, J.S. & Ziegler, K.L, 2001).

Pour point suatu fluida dapat ditentukan dengan pengujian berdasarkan ASTM D-97. Nilai *pour point* yang tinggi umumnya terdapat pada minyak mentah yang memiliki kadar parafin yang tinggi. Kandungan parafin (*wax*) yang ada pada minyak mentah akan mulai berubah menjadi bahan/zat yang tidak larut dalam cairan ketika temperatur menurun. Fenomena ini bisa terjadi pada *light oil* serta juga pada *heavy oil*.

2.9 *Pipeline Congeal*

Istilah *pipeline congeal* dalam beberapa literatur memiliki istilah lain diantaranya adalah *wax build-up in tubing/piping* serta *wax deposition in pipeline*. *Pipeline congeal* umumnya lebih banyak terjadi pada jaringan pipa penyalur minyak mentah lepas pantai. Temperatur lingkungan pipa merupakan faktor utama yang mempengaruhi kestabilan transportasi minyak mentah dari suatu lapangan. Kondisi lingkungan pipa yang berada dalam laut dalam serta arus laut yang tinggi membuat endapan lilin (*wax precipitation*) tidak dapat dihindari. Misra *et al* mengidentifikasi faktor-faktor yang mempengaruhi terjadinya endapan lilin pada pipa penyalur minyak mentah, dimana n-parafin sangat berpengaruh terhadap proses pengendapan. Penelitian yang serupa juga menyatakan kapasitas alir minyak, temperatur baik minyak dan lingkungan, dan laju pendinginan mempengaruhi proses pengendapan lilin pada minyak mentah. Lashkarbolooki *et al* merumuskan bahwa perbedaan temperatur antara minyak mentah dengan lingkungannya sangat mempengaruhi ketebalan lapisan endapan lilin pada pipa. Greek *et al* juga melakukan penelitian untuk mengetahui pengaruh dari temperatur dan kapasitas alir minyak terhadap laju pembentukan endapan lilin. Terjadi

penurunan ketebalan lapisan endapan lilin ketika kapasitas alir minyak mentah ditingkatkan. Valinejad *et al* menyatakan bahwa pengaruh dari perbedaan temperatur antara minyak mentah dan lingkungannya lebih dominan dibanding pengaruh kapasitas alir (debit) minyak mentah dalam proses pembentukan endapan lilin.

Dalam skripsi ini objek penelitian yang akan dibahas merupakan pipa penyalur minyak yang berada di darat (*onshore pipelines*). Permasalahan *pipeline congeal* di PT. CPI diawali dengan kenaikan tekanan operasi pipa penyalur minyak. Kenaikan tekanan ini diakibatkan oleh minyak mentah yang semakin mengental serta pengaruh dari endapan lilin yang mengurangi diameter efektif pipa penyalur minyak mentah (gambar 2.6). Diameter efektif pipa yang berkurang tentunya akan mengakibatkan *pressure drop* yang semakin besar. Sehingga diperlukan energi (*flow energy*) yang lebih besar dari setiap pompa yang ada di stasiun pengumpul untuk mengalirkan minyak mentah. Kenaikan tekanan pada minyak harus diamati dan dijaga dengan baik, sebab nilai tekanan harus berada dibawah tekanan operasi pipa yang diijinkan (*Maximum Allowable Working Pressure/MAWP*).



Gambar 2.6 *Pipeline congeal*
Sumber : Chala *et al.* (2018,p.3)

2.10 Metode Pencegahan dan Penanganan *Pipeline Congeal*

Berikut ini metode-metode yang sudah dilakukan oleh PT.CPI dalam hal mencegah dan penanganan *pipeline congeal*:

1. *Wet Shipment*

Wet Shipment adalah suatu metode yang digunakan untuk mencegah terjadinya *pipeline congeal*. *Wet shipment* merupakan prosedur awal dalam langkah mencegah terjadinya *congeal* di PT.CPI. Dalam protokol disebutkan jika tekanan operasi pipa sudah mencapai suatu nilai tertentu maka *wet shipment* dapat dilakukan. *Wet shipment* sendiri adalah proses memasukkan atau mensuplai air (H_2O) ke dalam pipa penyalur

minyak mentah. Air yang dimasukkan umumnya adalah air yang bertemperatur tinggi sehingga diharapkan temperatur minyak mentah juga dapat naik ketika bercampur dengan air. Namun metode ini dalam aplikasinya di lapangan memiliki keterbatasan. Diantaranya adalah tangki pengumpul khusus untuk pemisahan air (*special tank*) yang ada dibagian hilir (Dumai) memiliki keterbatasan menampung air. Sehingga debit air yang dapat dimasukkan ke pipa penyalur minyak terbatas.

2. *Huff and Puff*

Metode *huff and puff* adalah suatu metode yang menggunakan uap yang diinjeksikan ke dalam sumur, setelah diinjeksikan sumur tersebut dibiarkan atau didiamkan beberapa waktu (*soaking*) lalu sumur itu dapat diproduksi kembali. *Huff and puff* sendiri adalah suatu istilah yang digunakan dalam perusahaan minyak untuk menginjeksikan uap (*steam*) pada beberapa sumur minyak. Namun seiring berjalannya waktu istilah *huff and puff* bukan hanya untuk injeksi uap namun bisa juga untuk injeksi bahan kimia. *Huff and puff* sendiri adalah salah satu metode dalam EOR (*Enhanced Oil Recovery*) dan dapat juga diterapkan pada pipa penyalur minyak mentah. Pada saat terjadinya *pipeline congeal* dan minyak mentah sudah tidak dapat mengalir, maka *huff and puff* dapat dilakukan. Uap akan diinjeksikan ke dalam pipa penyalur minyak melalui pipa berdiameter 2 inci dan dibiarkan beberapa waktu sampai minyak dapat mengalir secara normal kembali. Namun metode ini memiliki kekurangan yakni memerlukan biaya yang cukup besar serta jumlah uap yang diinjeksikan dibatasi oleh tangki pengumpul khusus untuk pemisahan air (*special tank*) yang ada di Dumai. Gambar 2.7 memperlihatkan *steam generator* yang dimiliki oleh PT. CPI.

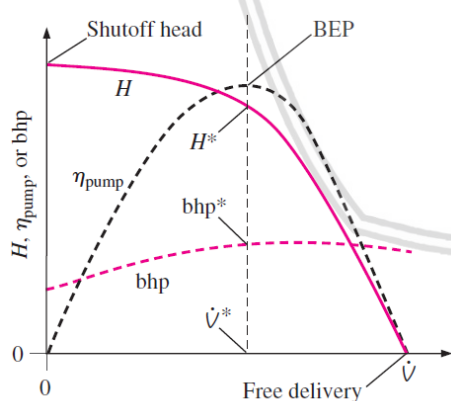


Gambar 2.7 *Huff and Puff Steam Generator*

3. Booster Pump

Pemasangan *booster pump* bertujuan mengurangi potensi terjadinya *congeal* saat tekanan operasi pipa penyalur minyak mentah menunjukkan nilai yang relatif tinggi. Lokasi *booster pump* berada pada daerah setelah *Junction Golf*. *Junction Golf* sendiri merupakan lokasi atau titik tengah antara Bangko menuju Dumai. Pada saat cuaca sedang hujan atau gerimis berkepanjangan yang menyebabkan turunnya temperatur lingkungan pipa (bisa mencapai di bawah WAT), maka endapan lilin mulai terbentuk pada dinding pipa penyalur minyak mentah. Endapan yang terbentuk ini akan mempengaruhi diameter efektif pipa yang berdampak pada menurunnya angka produksi minyak mentah serta *pressure drop* yang juga meningkat secara signifikan (Chala *et al*).

Selain itu dampak dari menurunnya temperatur minyak mentah adalah meningkatnya viskositas dan berat jenis minyak mentah. Viskositas minyak mentah yang meningkat tentunya akan membuat *head losses* semakin meningkat di sepanjang aliran. Penurunan angka produksi (debit) minyak mentah, *pressure drop* yang meningkat, berat jenis minyak mentah yang meningkat serta viskositas minyak yang juga meningkat tentunya akan mempengaruhi tekanan minyak mentah yang keluar dari setiap stasiun pengumpul. Tekanan minyak mentah yang keluar dari setiap stasiun pengumpul akan meningkat, hal ini berdasarkan kurva performansi pompa sentrifugal pada umumnya (gambar 2.8).



Gambar 2.8 Kurva Performansi Pompa Sentrifugal
Sumber : Cengel (2003, p.740)

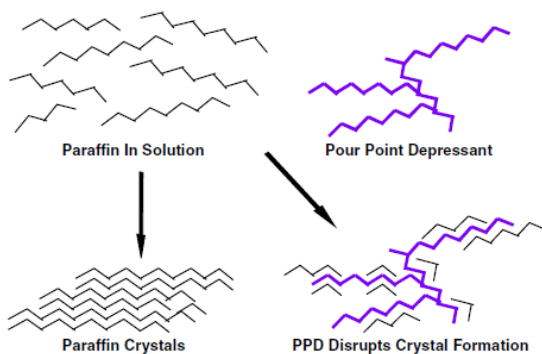


Gambar 2.9 Booster Pump

Booster pump (gambar 2.9) disini bertujuan untuk membantu mengalirkan atau mendorong minyak mentah agar debit minyak mentah yang mengalir tidak terlalu rendah pada saat temperatur lingkungan rendah. Sehingga diharapkan dengan dijaganya debit minyak mentah yang tidak terlalu rendah maka tekanan minyak mentah yang keluar dari setiap stasiun pengumpul tidak terlalu tinggi (masih berada di bawah MAWP). Namun *booster pump* sendiri tidak dapat seutuhnya dalam hal mencegah terjadinya *pipeline congeal*. Jika temperatur minyak sudah sangat rendah (di bawah *pour point*) maka minyak mentah tetap tidak dapat mengalir dan *booster pump* tidak dapat dijalankan.

4. *Pour Point Depressant* (PPD)

PPD merupakan suatu bahan aditif yang dapat mempengaruhi pembentukan lilin/wax. PPD merupakan polimer dengan rantai hidrokarbon cincin yang ketika diinjeksikan ke dalam minyak mentah akan berinteraksi/bereaksi dengan parafin yang terkandung dalam minyak mentah. Interaksi ini menghambat pembentukan dan pertumbuhan kristal lilin, mempengaruhi ukuran dan bentuk kristal lilin yang berdampak pada menurunnya *pour point* dari minyak mentah. Ilustrasi mekanisme ideal PPD dapat dilihat pada gambar 2.10.



Gambar 2.10 Mekanisme ideal PPD

Sumber : Manka, J.S. & Ziegler, K.L. (2001,p.7)

Dari seluruh metode yang sudah diterapkan di atas, penulis mengusulkan untuk diaplikasikan pemanas (*heater*) pada pipa penyalur minyak mentah yang bertujuan untuk meningkatkan temperaturnya. Selain pengaplikasian pemanas, akan dikaji juga pengaruh dari penggantian pipa dengan diameter yang lebih kecil serta mencari tebal insulasi yang diperlukan untuk menjaga temperatur minyak tetap di atas *pour point*.

2.11 Pemanas (*Heater*)

Konsep pemanas yang diusulkan terdiri dari elemen pemanas yang menyelimuti pipa penyalur minyak mentah. Gambar 2.11 menunjukkan ilustrasi konservasi energi untuk pemanas. Persamaan konservasi energi untuk aliran *steady* pada suatu fluida di dalam pipa dapat ditentukan menggunakan persamaan (2-16):

$$\dot{Q} = \dot{m} C_p (T_e - T_i) \dots\dots\dots (2-16)$$

Dimana :

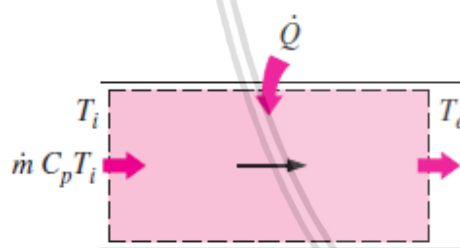
\dot{Q} : laju perpindahan kalor dari atau menuju fluida (watt)

\dot{m} : massa alir fluida (kg/s)

C_p : kalor jenis fluida (J/kg . °C)

T_e : temperatur fluida di sisi keluar pipa (°C)

T_i : temperatur fluida di sisi masuk pipa (°C)



Energy balance:

$$\dot{Q} = \dot{m} C_p (T_e - T_i)$$

Gambar 2.11 Konservasi energi untuk aliran *steady*

Sumber : Cengel (2003, p.426)

2.12 Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan

Berdasarkan hukum pendinginan Newton, untuk menentukan laju perpindahan panas diperlukan nilai koefisien perpindahan panas. Semakin besar nilai koefisien perpindahan panas maka perpindahan panas yang terjadi juga semakin besar, demikian sebaliknya. Dalam skripsi ini akan dibahas perpindahan panas dari minyak mentah yang mengalir dalam pipa menuju lingkungan. Mekanisme perpindahan panas yang terjadi diawali dengan konveksi internal pada aliran minyak dalam pipa, dilanjutkan dengan konduksi pada dinding pipa dan

konveksi eksternal pada pipa dan lingkungan sekitar (udara). Setiap proses perpindahan panas ini tentunya memiliki nilai koefisien perpindahan panas yang berbeda-beda. Dengan menggunakan luas penampang sisi dalam/internal pipa, $A_1 = 2\pi r_1 L$, maka dapat dicari koefisien perpindahan panas keseluruhan dengan persamaan (2-17). Gambar 2.12 menunjukkan keterangan dari variabel jari-jari pada persamaan (2-17).

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_i}\right) + \frac{r_1}{k} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{r_1}{r_2} \left(\frac{1}{h_o}\right)} \dots\dots\dots (2-17)$$

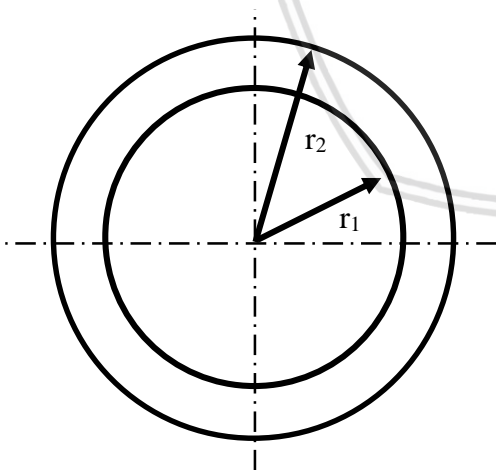
Untuk menentukan koefisien perpindahan panas internal dan eksternal pipa dapat menggunakan persamaan (2-18) dan (2-19):

$$h_i = Nu_i \frac{k}{D_h} \dots\dots\dots (2-18)$$

$$h_o = Nu_o \frac{k}{D_h} \dots\dots\dots (2-19)$$

Dimana :

- U : koefisien perpindahan panas keseluruhan ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
- h_i : koefisien perpindahan panas internal pipa ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
- h_o : koefisien perpindahan panas eksternal pipa ($\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)
- Nu_i : bilangan nusselt internal pipa
- Nu_o : bilangan nusselt eksternal pipa
- r_1 : jari-jari pipa bagian dalam (m)
- r_2 : jari-jari pipa bagian luar (m)



Gambar 2.12 Keterangan Pipa

2.13 Insulasi

Salah satu upaya dalam mengurangi laju perpindahan kalor adalah dengan mengaplikasikan insulasi. Bahan pembentuk insulasi merupakan material dengan nilai konduktivitas termal yang sangat rendah. Pengaplikasian insulasi akan meningkatkan nilai

hambatan termal total suatu sistem, R_{total} . Persamaan (2-20) sampai dengan persamaan (2-25) dapat digunakan untuk menentukan tebal optimum insulasi yang diperlukan.

$$R_{total} = \frac{\Delta T_{LMTD}}{\dot{Q}} \dots\dots\dots(2-20)$$

$$R_{total} = R_i + R_1 + R_{2(ins)} + R_o \dots\dots\dots(2-21)$$

$$R_i = \frac{1}{h_i A_i} \dots\dots\dots(2-22)$$

$$R_1 = \frac{r_1}{k} \ln \frac{r_2}{r_1} \dots\dots\dots(2-23)$$

$$R_{2(ins)} = \frac{r_1}{k_{ins}} \ln \frac{r_3}{r_2} \dots\dots\dots(2-24)$$

$$R_o = \frac{1}{h_o A_o} \dots\dots\dots(2-25)$$

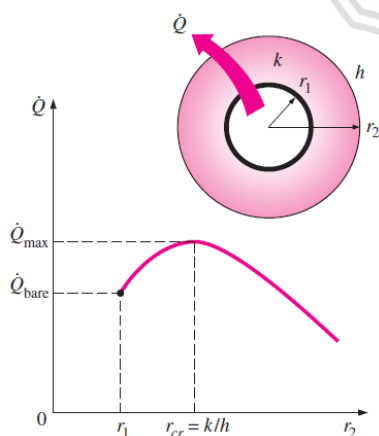
Dalam hal pengaplikasian insulasi tentunya harus mengetahui tebal insulasi optimal yang diperlukan agar hasil yang diperoleh sesuai dengan yang diinginkan. Terdapat suatu parameter yang sangat penting untuk diperhatikan yakni jari-jari/radius kritis insulasi, r_{cr} . Sebagaimana yang telah diketahui bahwa semakin tebal insulasi maka hambatan termal pada dinding pipa akan semakin besar, namun tidak untuk hambatan termal konveksi sebab luas permukaan pipa yang semakin besar seiring dengan penambahan radius insulasi berdampak pada semakin rendah hambatan termal konveksinya (gambar 2.13). Radius kritis insulasi dapat ditentukan dengan persamaan (2-26):

$$r_{cr} = \frac{k}{h} \dots\dots\dots(2-26)$$

Dimana:

k : konduktivitas termal insulasi (W/m.K)

h : koefisien perpindahan panas konveksi luar pipa (W/m².K)



Gambar 2.13 Radius Kritis Insulasi

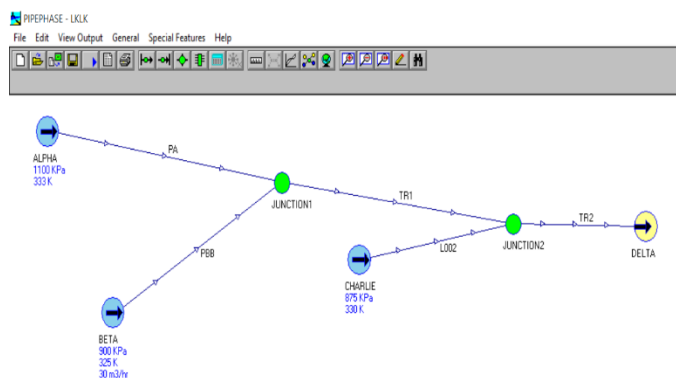
Sumber : Cengel (2003, p.153)

Dari persamaan di atas dapat diketahui bahwa radius kritis insulasi hanya dipengaruhi oleh konduktivitas termal material insulasi dan koefisien perpindahan panas konveksi eksternal. Laju perpindahan panas (\dot{Q}) akan meningkat seiring dengan penambahan radius insulasi ketika $r_2 < r_{cr}$. Nilai \dot{Q} akan mencapai maksimum ketika $r_2 = r_{cr}$ dan akan berkurang ketika $r_2 > r_{cr}$.

2.14 PIPEPHASE 9.1

Dalam analisis yang dilakukan pada skripsi ini, penulis menggunakan *software* PIPEPHASE 9.1. *Software* ini dapat memodelkan aliran satu fase (zat cair atau gas) atau multi fase (gas/minyak/air) dalam suatu pipa atau jaringan pemipaan. Adapun jenis simulasi yang dapat dilakukan ada tiga yaitu: *Network Model*, *Gas Lift Analysis*, dan *PVT Table Generation*. Lalu jenis fluida kerja yang akan dianalisis terdiri atas tujuh pilihan yaitu: *Blackoil*, *Compositional*, *Compositional/Blackoil*, *Gas Condensate*, *Liquid*, *Gas* dan *Steam*. PIPEPHASE 9.1 juga dapat menerima masukan data dan memberikan data hasil simulasi baik dengan satuan *SI*, *Petroleum*, *English* dan *Metric*.

Pada skripsi ini fluida kerja yang diamati adalah minyak mentah dimana wujudnya berupa zat cair (*liquid*). Untuk dapat melakukan simulasi, data-data *property* minyak yang harus dimasukkan adalah berupa densitas, kapasitas termal, dan viskositas minyak pada dua temperatur yang berbeda (*two-point viscosity*). Dengan membuat skema aliran dalam pipa yang terdiri atas satu sumber (*source*), satu pipa, dan satu *sink*, serta memasukkan profil tekanan, temperatur dan kapasitas alir (debit) minyak maka analisis dapat dilakukan. Pada kasus sistem pemipaan yang melibatkan beberapa pipa yang nantinya terintegrasi menjadi satu (*networking pipeline*) dapat dilakukan dengan menggunakan *junction*. *Junction* berfungsi sebagai titik pertemuan antara dua atau beberapa pipa. Gambar 2.14 menunjukkan tampilan dasar dari *software* PIPEPHASE 9.1.



Gambar 2.14 PIPEPHASE 9.1

2.14 Hipotesis

Pada skripsi ini dapat diambil hipotesis antara lain:

1. Semakin besar penurunan temperatur lingkungan maka semakin besar potensi terjadinya *pipeline congeal*. Karena semakin besar perbedaan temperatur maka semakin besar laju perpindahan panas dari minyak mentah ke lingkungan.
2. Perubahan produksi (debit) minyak mentah akan mempengaruhi potensi terjadinya *pipeline congeal*. Karena produksi (debit) minyak mentah yang mengalir akan mempengaruhi nilai koefisien perpindahan panas. Nilai koefisien perpindahan panas juga akan mempengaruhi laju perpindahan panas dari minyak mentah ke lingkungan yang berdampak pada nilai temperatur minyak mentah itu sendiri.
3. Solusi alternatif berupa pengaplikasian pemanas, penggantian pipa serta pengaplikasian insulasi dapat mengurangi potensi terjadinya *pipeline congeal*.





BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian

Penelitian dilakukan dengan tiga tahap, tahap pertama yaitu studi literatur dengan mengumpulkan pengetahuan dasar melalui buku maupun jurnal yang berkaitan dengan perpindahan kalor dan *pipeline congeal*. Tahap kedua adalah pengambilan data operasi yang didapatkan dengan bantuan pembimbing lapangan yang berkaitan dengan penelitian serta dokumentasi berupa gambar dari sebagian instalasi perpipaan maupun komponen-komponen yang berkaitan. Tahap ketiga meliputi perhitungan matematis dan pembahasan yang didapat dari hasil perhitungan. Hasil dari pembahasan akan merumuskan solusi alternatif atas permasalahan yang sekiranya dapat menjadi bahan pertimbangan bagi perusahaan guna mengatasi permasalahan tersebut.

3.2 Waktu dan Tempat Penelitian

Penelitian dilakukan di PT. Chevron Pacific Indonesia, Riau dengan objek penelitian berupa jaringan pipa transportasi minyak mentah Bangko - Dumai. Penelitian ini dilakukan pada bulan Februari 2018 sampai dengan bulan April 2018.

3.3 Variabel Penelitian

Penelitian adalah suatu proses mencari informasi secara sistematis dalam kurun waktu tertentu dengan menggunakan metode ilmiah beserta aturan-aturan yang berlaku. Dalam kegiatan penelitian terdapat komponen-komponen yang saling mempengaruhi satu sama lain, yang disebut variabel penelitian. Tujuan identifikasi variabel penelitian ini adalah untuk menemukan semua karakteristik yang mempengaruhi terjadinya suatu permasalahan dalam penelitian. Berdasarkan hubungan antar variabel, variabel penelitian dapat dibagi menjadi tiga yaitu variabel bebas, variabel terkontrol dan variabel terikat.

3.3.1 Variabel Bebas

Merupakan variabel yang menyebabkan terjadinya perubahan pada variabel lainnya dan tidak tergantung pada variabel lainnya. Berikut variabel bebas dalam penelitian ini:

- Temperatur lingkungan pipa pada segment-segment pipa dengan segment pipa yang diamati adalah L001, L003, L005, L007, L011, L013, L015 dan L017. Temperatur lingkungan pada salah satu segment pipa tersebut berada pada kondisi cuaca hujan dan segment pipa lain pada kondisi cuaca normal. Adapun temperatur lingkungan pipa diasumsikan 27°C pada kondisi cuaca normal dan diasumsikan 20°C pada kondisi cuaca hujan.
- Angka produksi minyak mentah pada tahun 2017, 2019 dan 2021. Untuk angka produksi minyak mentah pada tahun 2019 dan 2021 akan ditentukan berdasarkan tren produksi minyak beberapa tahun sebelumnya.

3.3.2 Variabel Terikat

Variabel terikat adalah variabel yang nilainya dipengaruhi oleh variabel bebas dan diperoleh setelah dilakukan penelitian. Dalam penelitian ini yang menjadi variabel terikat:

- Temperatur minyak mentah sepanjang pipa

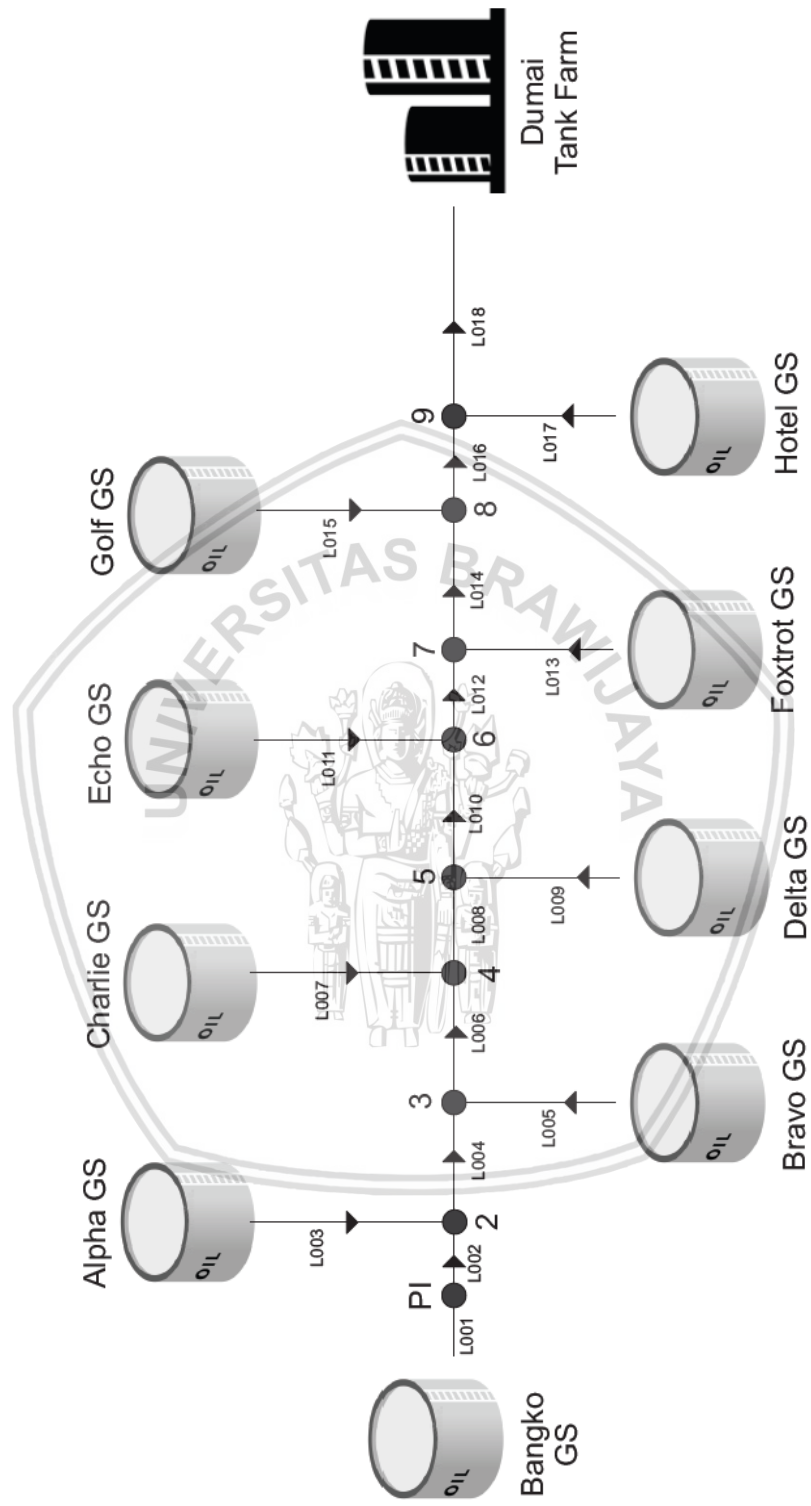
3.3.3 Variabel Terkontrol

Merupakan variabel yang dikendalikan pengaruhnya sehingga tidak mempengaruhi objek yang diteliti. Dengan kata lain, tidak ada pengaruh lain selain variabel bebas yang mempengaruhi variabel terikat dikarenakan variabel-variabel lain yang bisa mempengaruhi variabel terikat dikendalikan atau dijaga konstan. Pada penelitian ini hal-hal yang menjadi variabel terkontrol adalah:

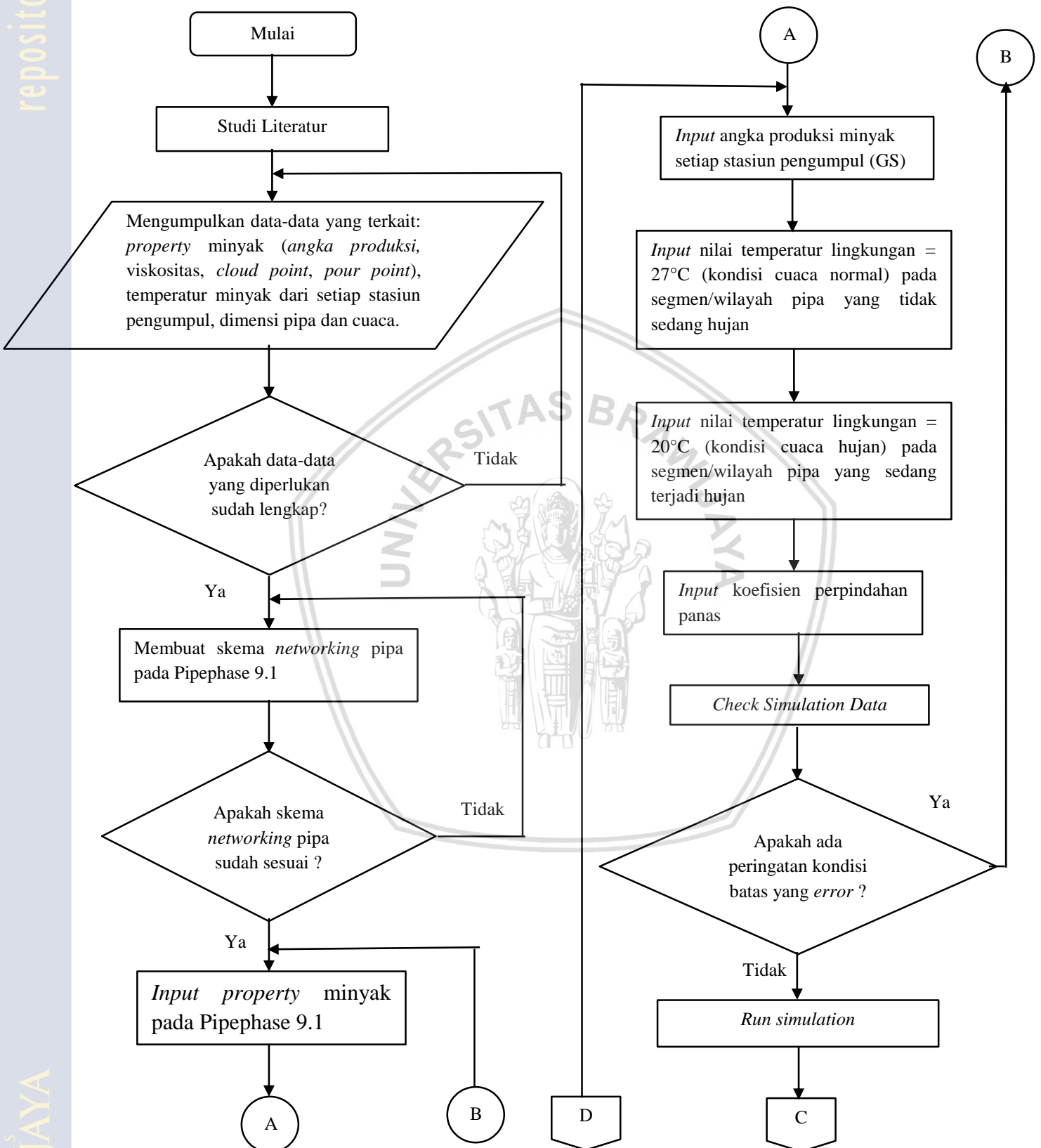
- Dimensi pipa penyalur minyak mentah

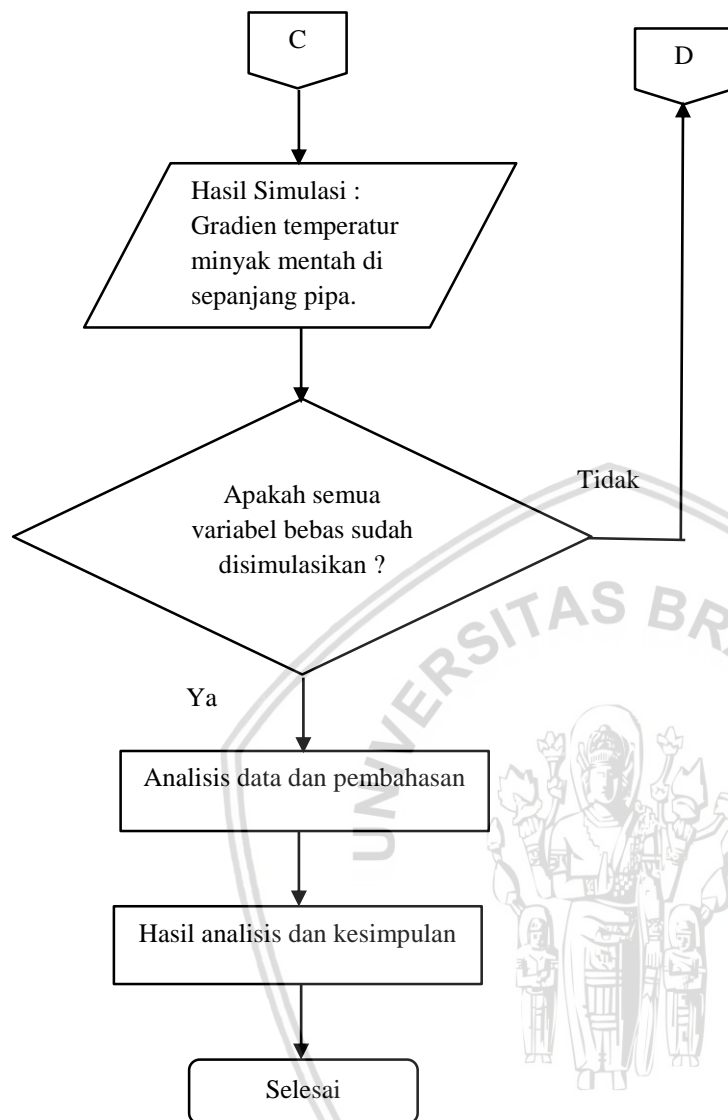
3.4 Skema Instalasi Perpipaan

Skema Pipa Penyalur Minyak Mentah BKO - DMI



3.5 Diagram Alir Penelitian







BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Data dan Pengamatan Lapangan

Selama proses penelitian berlangsung penulis telah mengumpulkan data-data yang terkait diantaranya adalah karakteristik minyak, dimensi dan material pipa penyalur minyak, nilai tekanan, temperatur, serta debit minyak yang keluar dari setiap stasiun pengumpul, data kecepatan angin Provinsi Riau beberapa tahun terakhir dari pusat data BMKG serta data produksi minyak *Sumatran Light North* (SLN) dalam beberapa tahun terakhir. Adapun data-data yang sudah diperoleh akan disajikan dalam tabel untuk memudahkan proses pengamatan.

4.1.1 Data Karakteristik Minyak Mentah

Berikut ini disajikan karakteristik minyak mentah *Sumatran Light North* (SLN). Karakteristik minyak mentah yang diperoleh dari setiap stasiun pengumpul berbeda dengan stasiun pengumpul yang lain. Dalam analisis ini hanya menggunakan data dari satu stasiun pengumpul saja yakni stasiun pengumpul Foxtrot (Foxtrot GS) dimana karakteristik minyak mentah pada Foxtrot GS memiliki *pour point* tertinggi dibandingkan dengan stasiun pengumpul lainnya. Karakteristik minyak SLN ditunjukkan pada tabel 4.1.

Tabel 4.1
Karakteristik minyak SLN

SG	API°	WAT (°F)/(°C)	Pour Point (°F)/(°C)	Wax Content (% wt)
0,854	34,3	134,4/40,2	91,4/33	21,5

4.1.2 Data Viskositas Minyak Mentah

Berikut ini disajikan data viskositas minyak mentah terhadap rentang temperatur tertentu yang ada pada stasiun pengumpul Foxtrot (tabel 4.2).

Tabel 4.2
Viskositas minyak SLN

No	Temperatur (°F)	Temperatur (°C)	Viskositas (cP)
1	90	32,22	1.190
2	96	35,55	509
3	100	37,77	190
4	110	43,33	32
5	121	49,44	24
6	130	54,44	19
7	140	60	16
8	150	65,55	14
9	158	70	14

4.1.3 Data Produksi Minyak Mentah

Tabel 4.3
Data produksi seluruh stasiun pengumpul SLN tahun 2017

No	Stasiun Pengumpul	Produksi (BOPD)	Temperatur Pemompaan (°C)
1	Bangko	35.000	68,33
2	Alpha	2.000	62
3	Bravo	2.500	68,33
4	Charlie	1.000	61
5	Delta	3.500	65,55
6	Echo	3.000	58
7	Foxtrot	1.000	48,88
8	Golf	2.000	40,55
9	Hotel	3.000	57,22

Dari tabel 4.3 dapat diketahui data produksi dalam satuan BOPD (*Barrel Oil Per Day*). Sebagai informasi bahwa 1 *barrel* minyak mentah setara dengan 158,98 liter minyak. Jika diubah ke satuan SI maka 1 BOPD adalah 0,00000184 m³/s. Nilai temperatur pemompaan menunjukkan temperatur rata-rata minyak yang keluar dari setiap stasiun pengumpul.

4.1.4 Data Prediksi Produksi Minyak Mentah

Berdasarkan informasi yang dikumpulkan bahwa angka produksi minyak SLN selalu menurun setiap tahunnya. Terjadi penurunan angka produksi dengan gradient sekitar 7 – 13 % per tahunnya. Angka produksi ini merupakan variabel bebas untuk memprediksi terjadinya *pipeline congeal*. Dengan menggunakan asumsi penurunan produksi minyak mentah $\pm 10\%$ dari tahun sebelumnya serta penurunan yang merata pada setiap stasiun pengumpul, maka data yang didapat disajikan pada tabel 4.4.

Tabel 4.4
Prediksi produksi minyak mentah

No	Stasiun Pengumpul	Produksi (BOPD)		
		2017	2019	2021
1	Bangko	35.000	28.350	22.964
2	Alpha	2.000	1.620	1.313
3	Bravo	2.500	2.025	1.641
4	Charlie	1.000	810	657
5	Delta	3.500	2.835	2.297
6	Echo	3.000	2.430	1.969
7	Foxtrot	1.000	810	657
8	Golf	2.000	1.620	1.313
9	Hotel	3.000	2.430	1.969
Total		53.000	47.700	42.930

4.1.5 Data Kecepatan Angin

Berikut ini disajikan data kecepatan angin provinsi Riau pada rentang waktu tahun 2013 sampai dengan tahun 2017 pada tabel 4.5. Data tersebut diperoleh dari *website* Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika (BMKG). Data kecepatan angin yang dimasukkan dalam proses perhitungan merupakan data kecepatan angin rata-rata dari tahun 2013 sampai dengan tahun 2017.

Tabel 4.5
Data kecepatan angin

Tahun	Kecepatan Angin Rata-rata (m/s)
2013	1,67
2014	1,62
2015	0,60
2016	0,67
2017	0,78
Rata-rata	1,07

Sumber : Data Online BMKG Provinsi Riau (2013-2017)

4.1.6 Data Pipa Penyalur Minyak Mentah

Tabel 4.6

Data pipa penyalur minyak mentah

Segment Pipa	Kategori	Diameter (Inci)	Panjang (Meter)	Tebal (Inci)
Alpha GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	6	50	0,5
Bravo GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	8	2.800	0,5
Charlie GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	8	100	0,5
Delta GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	8	3.400	0,5
Echo GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	10	9.500	0,5
Foxtrot GS - BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	6	3.500	0,5
Golf GS- BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	6	1.000	0,5
Hotel GS- BD <i>Trunk Line</i>	<i>Tie in</i>	6	1.500	0,5
Bangko - PI	<i>Trunk Line</i>	20	4.000	0,5
PI – Dumai Tank Farm	<i>Trunk Line</i>	30	76.000	0,5
PI - <i>Junction</i> Alpha (2)	<i>Trunk Line</i>	30	4.000	0,5
<i>Junction</i> Alpha (2) - <i>Junction</i> Bravo (3)	<i>Trunk Line</i>	30	3.000	0,5
<i>Junction</i> Bravo (3) - <i>Junction</i> Charlie (4)	<i>Trunk Line</i>	30	3.500	0,5
<i>Junction</i> Charlie (4) - <i>Junction</i> Delta (5)	<i>Trunk Line</i>	30	5.000	0,5
<i>Junction</i> Delta (5) - <i>Junction</i> Echo (6)	<i>Trunk Line</i>	30	6.000	0,5
<i>Junction</i> Echo (6) - <i>Junction</i> Foxtrot (7)	<i>Trunk Line</i>	30	13.000	0,5
<i>Junction</i> Foxtrot (7) - <i>Junction</i> Golf (8)	<i>Trunk Line</i>	30	7.000	0,5
<i>Junction</i> Golf (8) - <i>Junction</i> Hotel (9)	<i>Trunk Line</i>	30	3.000	0,5
<i>Junction</i> Hotel (9) - Dumai Tank Farm	<i>Trunk Line</i>	30	32.000	0,5



Gambar 4.1 Pipa Penyalur Minyak Mentah (30 inci)

Dari tabel 4.6 dapat diperoleh spesifikasi pipa penyalur minyak mentah secara keseluruhan. Data-data tersebut nantinya akan dimasukkan ke dalam *software* PIPEPHASE 9.1. Pada kolom penjelasan kategori pipa berisi dua jenis pipa yakni *tie in* dan *trunk line*. *Tie in* adalah pipa yang mengalirkan minyak dari setiap stasiun pengumpul yang umumnya

memiliki diameter berkisar antara 2 inci hingga 20 inci. Sedangkan *trunk line* (pipa utama) adalah pipa yang memiliki diameter lebih besar daripada pipa jenis *tie in*. *Trunk line* disini umumnya memiliki diameter yang berkisar dari 10 inci hingga 42 inci. Semua aliran pada pipa *tie in* nantinya akan bertemu menjadi satu pada *trunk line* untuk dialirkan hingga ke Dumai *Tank Farm*. Dari gambar 4.1 pipa penyalur minyak mentah ditunjukkan dengan tanda panah berwarna merah. Berdasarkan hasil pengamatan lapangan serta diskusi dengan pembimbing lapangan diperoleh informasi bahwa mayoritas pipa berada di atas permukaan tanah, hanya terdapat beberapa bagian pipa saja yang terkubur di dalam tanah. Dalam skripsi ini diasumsikan bahwa seluruh pipa penyalur minyak mentah berada di atas permukaan tanah sehingga mekanisme perpindahan kalor yang terjadi pada dinding luar pipa merupakan konveksi eksternal.

Untuk material pipa seluruhnya adalah *Carbon Steel API 5L Grade B* yang memiliki nilai konduktivitas termal pipa $53 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$. Pada *software PIPEPHASE 9.1* nama segment pipa disederhanakan yang ditunjukkan dalam tabel 4.7:

Tabel 4.7

Nama segment dan inisial pipa

No	Segment Pipa	Inisial
1	Bangko GS – PI	L001
2	PI – <i>Junction Alpha</i> (2)	L002
3	Alpha GS – <i>Junction Alpha</i> (2)	L003
4	<i>Junction Alpha</i> (2) – <i>Junction Bravo</i> (3)	L004
5	Bravo GS – <i>Junction Bravo</i> (3)	L005
6	<i>Junction Bravo</i> (3) – <i>Junction Charlie</i> (4)	L006
7	Charlie GS – <i>Junction Charlie</i> (4)	L007
8	<i>Junction Charlie</i> (4) – <i>Junction Delta</i> (5)	L008
9	Delta GS – <i>Junction Delta</i> (5)	L009
10	<i>Junction Delta</i> (5) – <i>Junction Echo</i> (6)	L010
11	Echo GS – <i>Junction Echo</i> (6)	L011
12	<i>Junction Echo</i> (6) - <i>Junction Foxtrot</i> (7)	L012
13	Foxtrot GS - <i>Junction Foxtrot</i> (7)	L013
14	<i>Junction Foxtrot</i> (7) - <i>Junction Golf</i> (8)	L014
15	Golf GS - <i>Junction Golf</i> (8)	L015
16	<i>Junction Golf</i> (8) - <i>Junction Hotel</i> (9)	L016
17	Hotel GS - <i>Junction Hotel</i> (9)	L017
18	<i>Junction Hotel</i> (9) – Dumai <i>Tank Farm</i>	L018

4.2 Contoh Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas

4.2.1 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Dalam Pipa

- Aliran Turbulent

Contoh perhitungan diambil segment pipa Bangko GS - PI dengan angka produksi 35.000 BOPD dan temperatur minyak 68,33°C. Terdapat data-data yang tidak tersedia terkait dengan karakteristik minyak mentah seperti: konduktivitas termal minyak (k), panas spesifik minyak (C_p) dan bilangan Prandtl. Namun nilai viskositas dinamik minyak telah diketahui berdasarkan tabel 4.2. Sehingga untuk melengkapi data-data tersebut diambil nilai konduktivitas termal dan panas spesifik minyak pada tabel A-13 Cengel sehingga bilangan Prandtl dapat ditentukan.

1. Massa Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned} Q_{minyak} &= 35.000 \text{ BOPD} \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,0644 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\rho_{minyak} = 854 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{minyak} &= \rho_{minyak} \times Q_{minyak} \\ &= 854 \text{ kg/m}^3 \times 0,0644 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 54,99 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Kecepatan Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa (D)} &= 20 \text{ inci} \times 0,0254 \text{ m} \\ &= 0,508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{pipa} &= \pi \times \frac{1}{4} \times D^2 \\ &= 3,14 \times \frac{1}{4} \times 0,508^2 \\ &= 0,20258 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{minyak} &= \frac{Q_{minyak}}{A_{pipa}} \\ &= \frac{0,0644 \text{ m}^3/\text{s}}{0,20258 \text{ m}^2} \\ &= 0,317 \text{ m/s} \end{aligned}$$

3. Kapasitas Kalor Jenis Minyak Mentah (68,33°C)

$$c_{p_{minyak}} = 2.082 \text{ J/kg.K (interpolasi tabel A-13 Cengel)}$$

4. Konduktifitas Termal Minyak Mentah (68,33°C)

$$k_{minyak} = 0,1394 \text{ W/m.K (interpolasi tabel A-13 Cengel)}$$

5. Viskositas Kinematik Minyak Mentah (68,33°C)

$$\begin{aligned}\mu_{\text{minyak}} &= 14 \text{ cP} \\ &= 14 \times 0,001 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,014 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\nu_{\text{minyak}} &= \frac{\mu_{\text{minyak}}}{\rho_{\text{minyak}}} \\ &= \frac{14 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}}{854 \text{ kg/m}^3} \\ &= 16,4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}\end{aligned}$$

6. Bilangan Prandtl Minyak Mentah (68,33°C)

$$\begin{aligned}Pr_{\text{minyak}} &= \frac{\mu \times Cp}{k} \\ Pr_{\text{minyak}} &= \frac{0,014 \times 2.082}{0,1394} \\ Pr_{\text{minyak}} &= 209,1\end{aligned}$$

7. Bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}Re &= \frac{V \times D}{\nu} \\ &= \frac{0,317 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,508 \text{ m}}{16,4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}} \\ Re &= 531,12\end{aligned}$$

8. Bilangan Nusselt

$$\begin{aligned}Nu &= 0,023 Re^{0,8} Pr^n \text{ (Jika } T_{\text{ambient}} < T_{\text{minyak}}, \text{ maka } n = 0,3) \\ Nu &= 0,023 \times 9.851,04^{0,8} \times 209,1^{0,3} \\ Nu &= 178,9\end{aligned}$$

9. Koefisien Perpindahan Panas sisi dalam pipa

$$\begin{aligned}Nu &= \frac{h D}{k} \\ h &= \frac{Nu \times k}{D} \\ h &= \frac{178,9 \times 0,1394}{0,508} \\ h &= 49,09 \text{ W/m}^2\text{K}\end{aligned}$$

- Aliran Laminer

Contoh perhitungan diambil segment pipa Alpha GS – Junction Alpha (2) dengan angka produksi 2.000 BOPD dan temperatur minyak 62°C. Terdapat data-data yang tidak tersedia terkait dengan karakteristik minyak mentah seperti: konduktivitas termal

minyak (k), panas spesifik minyak (C_p) dan bilangan Prandtl. Namun nilai viskositas dinamik minyak telah diketahui berdasarkan tabel 4.2 diatas. Sehingga untuk melengkapi data-data tersebut diambil nilai konduktivitas termal dan panas spesifik minyak pada tabel A-13 Cengel sehingga bilangan Prandtl dapat ditentukan.

1. Massa Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned} Q_{minyak} &= 2.000 \text{ BOPD} \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,00368 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\rho_{minyak} = 854 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{minyak} &= \rho_{minyak} \times Q_{minyak} \\ &= 854 \text{ kg/m}^3 \times 0,00368 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 3,142 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

2. Kecepatan Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned} \text{Diameter Pipa (D)} &= 6 \text{ inci} \times 0,0254 \text{ m} \\ &= 0,1524 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{pipa} &= \pi \times \frac{1}{4} \times D^2 \\ &= 3,14 \times \frac{1}{4} \times 0,1524^2 \\ &= 0,0182 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{minyak} &= \frac{Q_{minyak}}{A_{pipa}} \\ &= \frac{0,00368 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0182 \text{ m}^2} \\ &= 0,197 \text{ m/s} \end{aligned}$$

3. Kapasitas Kalor Jenis Minyak Mentah (62°C)

$$c_{p_{minyak}} = 2.056 \text{ J/kg.K} \quad (\text{interpolasi tabel A-13 Cengel})$$

4. Konduktifitas Termal Minyak Mentah (62°C)

$$k_{minyak} = 0,1405 \text{ W/m.K} \quad (\text{interpolasi tabel A-13 Cengel})$$

5. Viskositas Kinematik Minyak Mentah (62 °C)

$$\begin{aligned} \mu_{minyak} &= 15,28 \text{ cP} \quad (\text{interpolasi tabel 4.2}) \\ &= 15,28 \times 0,001 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,01528 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\nu_{minyak} = \frac{\mu_{minyak}}{\rho_{minyak}}$$

$$= \frac{15,28 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}}{854 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 17,9 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

6. Bilangan Prandtl Minyak Mentah (62°C)

$$Pr_{\text{minyak}} = \frac{\mu \times Cp}{k}$$

$$Pr_{\text{minyak}} = \frac{0,01528 \times 2.056}{0,1405}$$

$$Pr_{\text{minyak}} = 223,60$$

7. Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{V \times D}{\nu}$$

$$= \frac{0,197 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,1524 \text{ m}}{17,9 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}}$$

$$Re = 1.719,2$$

8. Bilangan Nusselt

$$Nu = 3,66 \text{ (Ts = konstan)}$$

9. Koefisien Perpindahan Panas sisi dalam pipa

$$Nu = \frac{h D}{k}$$

$$h = \frac{Nu \times k}{D}$$

$$h = \frac{3,66 \times 0,1405}{0,1524}$$

$$h = 3,37 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

- Aliran Transisi

Contoh perhitungan diambil segment pipa Delta GS – *Junction* Delta (2) dengan angka produksi 3.500 BOPD dan temperatur minyak 65,55°C. Terdapat data-data yang tidak tersedia terkait dengan karakteristik minyak mentah seperti: konduktivitas termal minyak (k), panas spesifik minyak (Cp) dan bilangan Prandtl. Namun nilai viskositas dinamik minyak telah diketahui berdasarkan tabel 4.2 diatas. Sehingga untuk melengkapi data-data tersebut diambil nilai konduktivitas termal dan panas spesifik minyak pada tabel A-13 Cengel sehingga bilangan Prandtl dapat ditentukan.

1. Massa Alir Minyak Mentah

$$Q_{\text{minyak}} = 3.500 \text{ BOPD} \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,00644 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho_{\text{minyak}} = 854 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\dot{m}_{\text{minyak}} &= \rho_{\text{minyak}} \times Q_{\text{minyak}} \\ &= 854 \text{ kg/m}^3 \times 0,00644 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 5,499 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

2. Kecepatan Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned}\text{Diameter Pipa (D)} &= 8 \text{ inci} \times 0,0254 \text{ m} \\ &= 0,2032 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_{\text{pipa}} &= \pi \times \frac{1}{4} \times D^2 \\ &= 3,14 \times \frac{1}{4} \times 0,2032^2 \\ &= 0,0324 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V_{\text{minyak}} &= \frac{Q_{\text{minyak}}}{A_{\text{pipa}}} \\ &= \frac{0,00644 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0324 \text{ m}^2} \\ &= 0,199 \text{ m/s}\end{aligned}$$

3. Kapasitas Kalor Jenis Minyak Mentah (65,55°C)

$$c_{p_{\text{minyak}}} = 2.071 \text{ J/kg.K} \quad (\text{interpolasi tabel A-13 Cengel})$$

4. Konduktifitas Termal Minyak Mentah (65,55°C)

$$k_{\text{minyak}} = 0,1397 \text{ W/m.K} \quad (\text{interpolasi tabel A-13 Cengel})$$

5. Viskositas Kinematik Minyak Mentah (65,55°C)

$$\begin{aligned}\mu_{\text{minyak}} &= 14 \text{ cP} \\ &= 14 \times 0,001 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,014 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\nu_{\text{minyak}} &= \frac{\mu_{\text{minyak}}}{\rho_{\text{minyak}}} \\ &= \frac{14 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}}{854 \text{ kg/m}^3} \\ &= 16,4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}\end{aligned}$$

6. Bilangan Prandtl Minyak Mentah (65,55°C)

$$\begin{aligned}Pr_{\text{minyak}} &= \frac{\mu \times c_p}{k} \\ Pr_{\text{minyak}} &= \frac{0,014 \times 2.071}{0,1397} \\ Pr_{\text{minyak}} &= 207,54\end{aligned}$$

7. Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{V \times D}{\nu}$$

$$= \frac{0,199 \frac{m}{s} \times 0,2032 m}{16,4 \times 10^{-6} m^2/s}$$

$$Re = 2.465,65$$

8. Friction Factor (f)

Kekasaran absolut : 0,004 inci

Diameter pipa : 8 inci

Darcy friction factor = 0,04638

9. Bilangan Nusselt

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{0,04638}{8}\right) (2.462,76 - 1.000) \times 207,54}{1 + 12,7 \left(\frac{0,04638}{8}\right)^{\frac{1}{2}} (207,54^{\frac{2}{3}} - 1)}$$

$$Nu_D = 53,70$$

10. Koefisien Perpindahan Panas sisi dalam pipa

$$Nu = \frac{h D}{k}$$

$$h = \frac{Nu \times k}{D}$$

$$h = \frac{53,70 \times 0,1397}{0,2032}$$

$$h = 36,92 W/m^2K$$

4.2.2 Koefisien Perpindahan Panas Sisi Luar Pipa

Contoh perhitungan pada pipa dengan diameter 20 inci.

1. Kecepatan Alir Udara

$$V_{udara} = 1,07 m/s$$

2. Diameter pipa (D)

$$D = 20,5 \text{ inci} \times 0,0254 m$$

$$= 0,5207 m$$

3. Kapasitas Kalor Jenis Udara (27°C ; 1 atm)

$$c_{p_{udara}} = 1.007 J/kg.K \quad (\text{tabel A-15 Cengel})$$

4. Konduktifitas Termal Udara (27°C ; 1 atm)

$$k_{udara} = 0,02566 W/m.K \quad (\text{hasil interpolasi tabel A-15 Cengel})$$

5. Viskositas Kinematik Udara (27°C ; 1 atm)

$$\nu_{\text{udara}} = 0,00001858 \quad (\text{hasil interpolasi tabel A-15 Cengel})$$

6. Bilangan Prandtl Udara (27°C ; 1 atm)

$$Pr_{\text{udara}} = 0,729 \quad (\text{hasil interpolasi tabel A-15 Cengel})$$

7. Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{V \times D}{\nu}$$

$$= \frac{1,07 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,508 \text{ m}}{18,58 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}}$$

$$Re = 29.255,1$$

8. Bilangan Nusselt

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h}D}{k} = C Re_D^m Pr^{1/3} \quad (\text{nilai C dan m diperoleh dari tabel 2.1})$$

$$= 0,193 \times 29.255,1^{0,618} \times 0,729^{1/3}$$

$$\overline{Nu}_D = 100,1$$

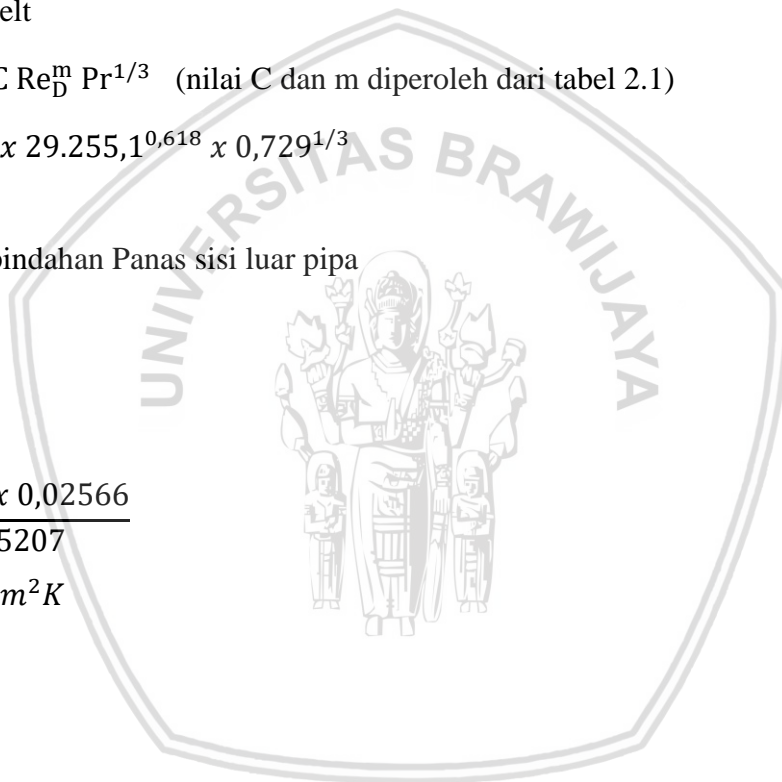
9. Koefisien Perpindahan Panas sisi luar pipa

$$Nu = \frac{h D}{k}$$

$$h = \frac{Nu \times k}{D}$$

$$h = \frac{100,1 \times 0,02566}{0,5207}$$

$$h = 5,01 \text{ W/m}^2\text{K}$$



4.3 Hasil Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas

4.3.1 Koefisien Perpindahan Panas sisi dalam pipa

Tabel 4.8

Koefisien perpindahan panas sisi dalam pipa

Debit: 53.000 BOPD Tahun 2017			Debit: 47.700 BOPD Tahun 2019			Debit: 42.930 BOPD Tahun 2021		
No	Segment	h (W/m ² .K)	No	Segment	h (W/m ² .K)	No	Segment	h (W/m ² .K)
1	L001	49,10	1	L001	41,48	1	L001	35,04
2	L002	22,37	2	L002	18,90	2	L002	17,97
3	L003	3,37	3	L003	3,37	3	L003	3,37
4	L004	21,92	4	L004	18,27	4	L004	16,70
5	L005	2,51	5	L005	2,51	5	L005	2,51
6	L006	22,14	6	L006	18,25	6	L006	14,82
7	L007	2,53	7	L007	2,53	7	L007	2,53
8	L008	21,70	8	L008	19,75	8	L008	12,57
9	L009	37,05	9	L009	2,52	9	L009	2,52
10	L010	21,18	10	L010	18,32	10	L010	0,69
11	L011	2,02	11	L011	2,02	11	L011	2,02
12	L012	24,34	12	L012	0,69	12	L012	0,69
13	L013	3,42	13	L013	3,42	13	L013	3,42
14	L014	0,69	14	L014	0,69	14	L014	0,69
15	L015	3,47	15	L015	3,47	15	L015	3,47
16	L016	0,69	16	L016	0,69	16	L016	0,69
17	L017	3,39	17	L017	3,39	17	L017	3,39
18	L018	0,69	18	L018	0,69	18	L018	0,69

4.3.2 Koefisien Perpindahan Panas sisi luar pipa

Tabel 4.9

Koefisien perpindahan panas sisi luar pipa

Diameter pipa (inci)	Koefisien perpindahan panas sisi luar pipa (W/m ² K)	
	Temperatur udara 20°C	Temperatur udara 27°C
6,5	7,70	7,77
8,5	6,95	7,01
10,5	6,41	6,47
20,5	4,97	5,01
30,5	4,43	4,46

4.4 Hasil Perhitungan

Berikut ini disajikan temperatur minyak mentah pada awal dan akhir setiap segment pipa. Dalam tabel-tabel berikut tidak disajikan temperatur minyak mentah di seluruh segment-segment pipa yang ada akan tetapi segment pipa yang tidak tercantum tersebut sudah diketahui temperaturnya dan tidak menunjukkan indikasi terjadinya *pipeline congeal*. Nilai temperatur yang diberi *highlight* warna abu-abu menunjukkan temperatur minyak mentah berada di bawah *pour point*.

- Kondisi I : Semua Temperatur Lingkungan Pipa 27°C

Tabel 4.10

Hasil temperatur pada kondisi I

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)
L001	68,33	62,20	68,33	60,89	68,33	59,48
L002	62,20	56,18	60,89	55,33	59,48	53,92
L003	62,00	61,77	62,00	61,64	62,00	61,56
L004	56,48	53,82	55,67	53,06	54,34	49,83
L005	68,70	56,07	68,33	52,99	68,33	50,28
L006	53,96	52,11	53,06	49,13	49,86	45,81
L007	61,00	59,91	61,00	59,62	61,00	59,32
L008	52,30	48,48	49,39	44,80	46,14	41,66
L009	65,55	47,07	65,55	52,76	65,55	50,40
L010	48,37	44,35	45,43	41,31	42,36	41,05
L011	58,00	37,36	58,00	34,74	58,00	32,64
L012	43,91	38,02	40,89	39,00	40,52	38,29
L013	48,88	34,27	48,88	32,30	48,88	30,85
L014	37,94	37,28	38,86	37,98	38,13	37,12
L015	40,55	38,54	40,55	38,01	40,55	37,50
L016	37,33	37,07	37,98	37,63	37,14	36,75
L017	57,22	52,75	57,22	51,58	57,22	50,44
L018	37,96	35,47	38,42	35,29	37,52	34,09

- Kondisi II : Segment Pipa L013 Temperatur 20°C (Foxtrot GS – Junction Foxtrot) dan temperatur lingkungan segment pipa lain 27°C.

Tabel 4.11

Hasil temperatur pada kondisi II

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)
L001	68,33	62,20	68,33	60,89	68,33	59,48
L011	58,00	37,36	58,00	34,74	58,00	32,64
L013	48,88	29,60	48,88	27,00	48,88	25,09
L018	37,88	35,41	38,33	35,23	37,43	34,03

- Kondisi III : Segment Pipa L011 Temperatur 20°C (Echo GS – Junction Echo) dan temperatur lingkungan segment pipa lain 27°C.

Tabel 4.12

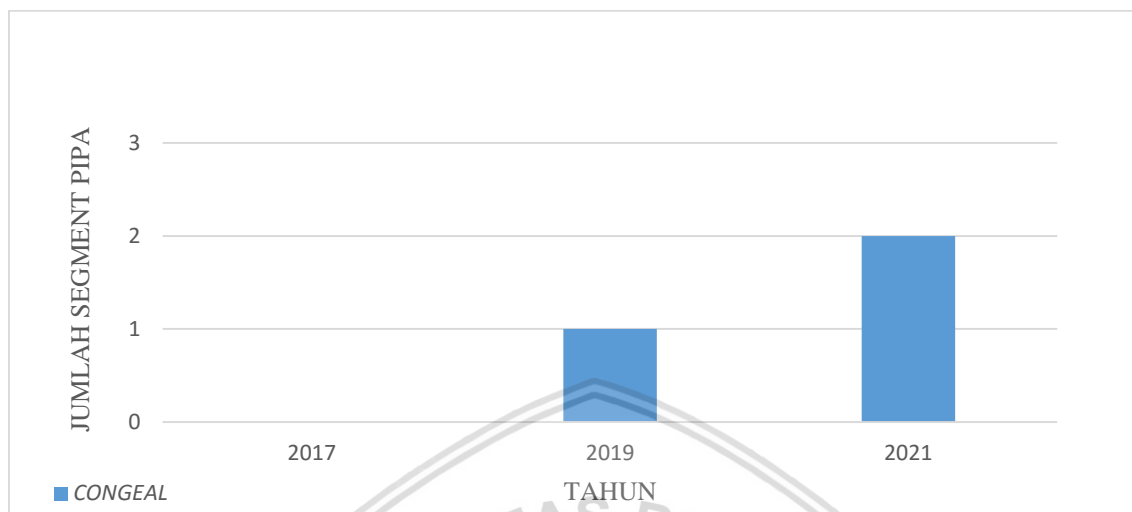
Hasil temperatur pada kondisi III

SEGMENT PIPA	53.000 BOPD (2017)		47.700 BOPD (2019)		42.930 BOPD (2021)	
	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)	Inlet (°C)	Outlet (°C)
L001	68,33	62,20	68,33	60,89	68,33	59,48
L011	58,00	32,71	58,00	29,49	58,00	26,92
L013	48,88	34,27	48,88	32,30	48,88	30,85
L018	37,88	35,41	38,33	35,23	37,43	34,03

4.5 Grafik dan Pembahasan

4.5.1 Solusi I : Pengaplikasian Pemanas (*heater*)

4.5.1.1 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada Kondisi I



Gambar 4.2 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada kondisi I

Dalam gambar 4.2 terdapat diagram batang yang menyatakan jumlah segment pipa yang mengalami kondisi *pipeline congeal*. Kondisi *pipeline congeal* berdasarkan hasil dari simulasi yang menunjukkan temperatur minyak berada di bawah *pour point/gelation temperature* (33°C).

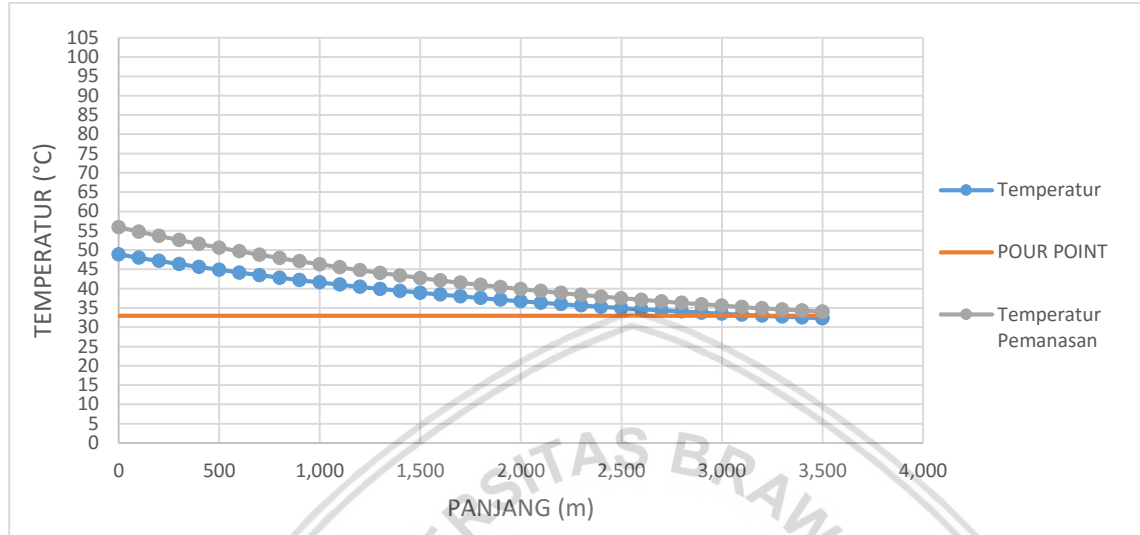
Pada tahun 2017 dengan debit total minyak mentah sebesar 53.000 BOPD, semua temperatur minyak pada seluruh segment pipa berada di atas *pour point* (tidak terjadi *pipeline congeal*). Pada tahun 2019 dengan debit total minyak mentah sebesar 47.700 BOPD temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada satu segment pipa yakni segment pipa L013 (Foxtrot GS – Junction Foxtrot). Pada tahun 2021 dengan debit minyak mentah sebesar 42.930 BOPD temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada dua segment pipa yakni segment pipa L011 (Echo GS – Junction Echo) dan L013 (Foxtrot GS – Junction Foxtrot).

Untuk mencegah terjadinya *pipeline congeal* maka akan diaplikasikan pemanas (*heater*) untuk meningkatkan temperatur minyak mentah beberapa derajat diatas *pour point*. Dalam skripsi ini akan dilakukan perhitungan daya yang diperlukan pemanas untuk menaikkan temperatur minyak mentah 1°C diatas *pour point*. Sehingga temperatur terendah minyak mentah di sepanjang pipa dijaga 34°C guna menjaga minyak tetap dapat mengalir.

- Tahun 2017 (53.000 BOPD)
Tidak memerlukan pemanas (*heater*).

- Tahun 2019 (47.700 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (gambar 4.3). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L013 (Foxtrot GS) sebesar 48,88°C dan temperatur akhir segment L013 sebesar 32.3°C.



Gambar 4.3 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2019)

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L013 yang semula bernilai 48,88°C menjadi 55,9°C, temperatur akhir segment pipa L013 meningkat yang semula bernilai 32.30°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas:

$$T_{inlet} (T_i) = 48,88^{\circ}\text{C}$$

$$T_{outlet} (T_o) = 55,9^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Debit} = 810 \text{ BOPD}$$

$$\text{Debit} = 810 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0014904 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Densitas} = 854 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 2.001 \text{ J/kg} \cdot ^{\circ}\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)}$$

$$\text{Massa alir} = \text{Debit} \times \text{Densitas}$$

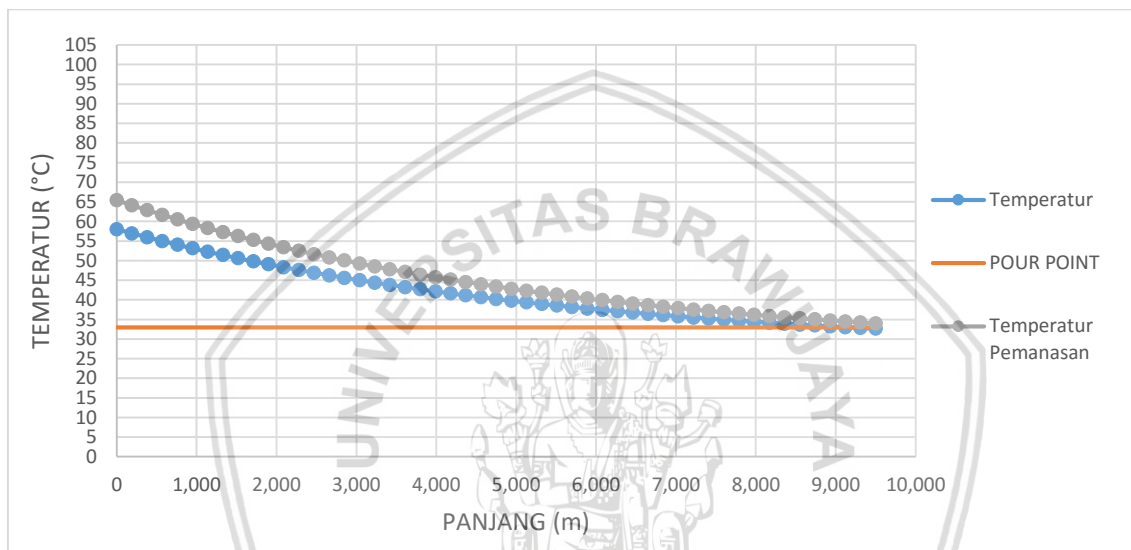
$$= 0,0014904 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,272 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 1,272 \text{ kg/s} \times 2.001 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times (55,9 - 48,88) ^\circ\text{C} \\
 &= 17.867,80 \text{ Watt} \\
 &= 17,86 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Tahun 2021 (42.930 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L011 (gambar 4.4). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L011 (Echo GS) sebesar 58°C dan temperatur akhir segment L011 sebesar 32,64°C.



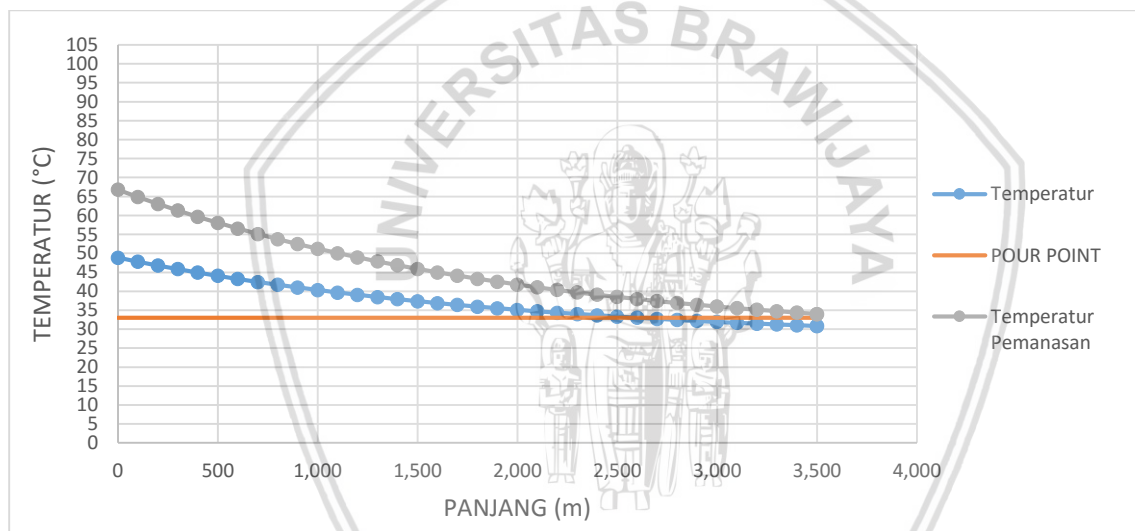
Gambar 4.4 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L011 (2021)

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L011 yang semula bernilai 58°C menjadi 65,4°C, temperatur akhir segment pipa L011 meningkat yang semula bernilai 32,64°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L011:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 58^\circ\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 65,4^\circ\text{C} \\
 \text{Debit} &= 1.969 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 1.969 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,0036229 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p &= 2.039 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,0036229 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 3,093 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 3,093 \text{ kg/s} \times 2.039 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times (65,4 - 58) ^\circ\text{C} \\
 &= 46.669,03 \text{ Watt} \\
 &= 46,66 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (gambar 4.5). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L013 (Foxtrot GS) sebesar $48,88^\circ\text{C}$ dan temperatur akhir segment L013 sebesar $30,85^\circ\text{C}$.



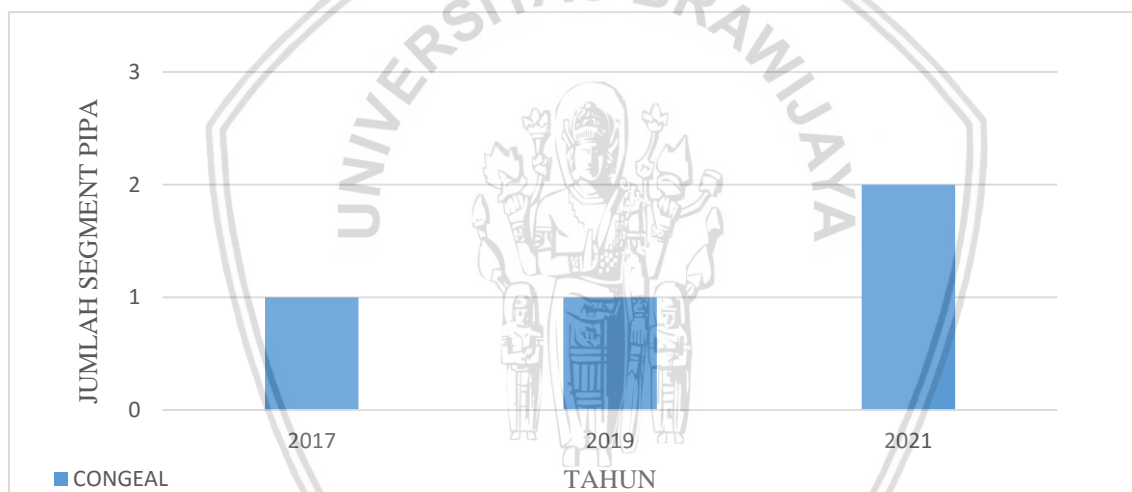
Gambar 4.5 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2021)

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C . Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L013 yang semula bernilai $48,88^\circ\text{C}$ menjadi $66,8^\circ\text{C}$, temperatur akhir segment pipa L013 meningkat yang semula bernilai $30,85^\circ\text{C}$ menjadi 34°C . Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L013:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 48,88^\circ\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 66,8^\circ\text{C} \\
 \text{Debit} &= 657 \text{ BOPD}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Debit} &= 657 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,0012808 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Cp} &= 2.001 \text{ J/kg. } ^\circ\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,0012808 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,032 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times \text{Cp} \times (\text{To} - \text{Ti}) \\
 &= 1,032 \text{ kg/s} \times 2.001 \text{ J/kg. } ^\circ\text{C} \times (66,8 - 48,88) ^\circ\text{C} \\
 &= 37.005,37 \text{ Watt} \\
 &= 37 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

4.5.1.2 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada Kondisi II



Gambar 4.6 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada kondisi II

Dalam gambar 4.6 terdapat diagram batang yang menyatakan jumlah segment pipa yang mengalami kondisi *pipeline congeal*. Kondisi *pipeline congeal* berdasarkan hasil dari simulasi yang menunjukkan temperatur minyak berada di bawah *pour point/gelation temperature* (33°C).

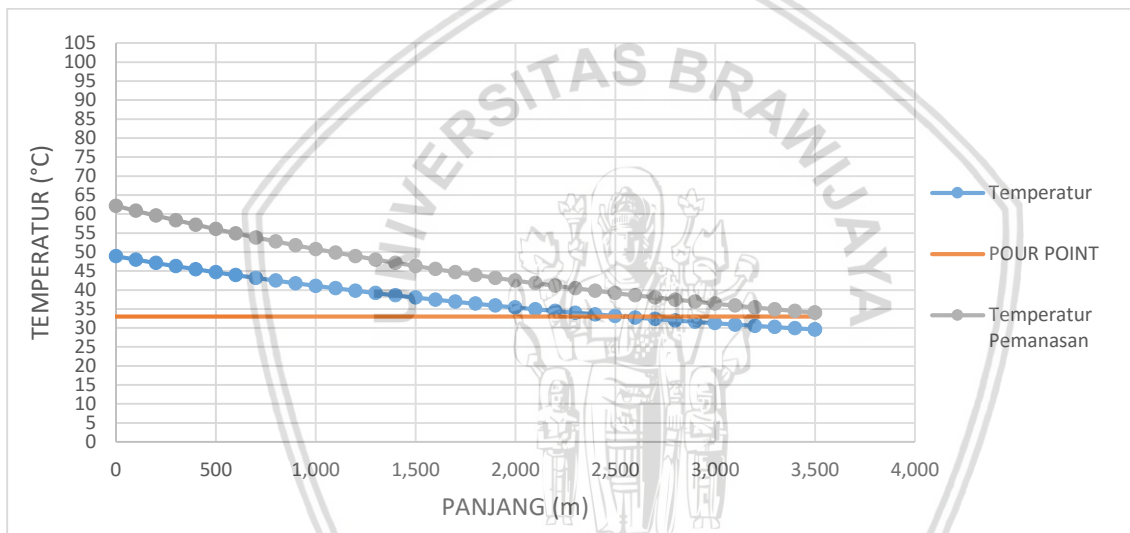
Pada tahun 2017 dengan debit total minyak mentah sebesar 53.000 BOPD, temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada satu segment pipa L013 (Foxtrot GS – *Junction* Foxtrot). Pada tahun 2019 dengan debit total minyak mentah sebesar 47.700 BOPD temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada satu segment pipa yakni segment pipa L013 (Foxtrot GS – *Junction* Foxtrot). Pada tahun 2021 dengan debit minyak mentah sebesar 42.930 BOPD temperatur minyak berada di

bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada dua segment pipa yakni segment pipa L011 (Echo GS – *Junction* Echo) dan L013 (Foxtrot GS – *Junction* Foxtrot).

Untuk mencegah terjadinya *pipeline congeal* maka akan diaplikasikan pemanas (*heater*) untuk meningkatkan temperatur minyak mentah beberapa derajat diatas *pour point*. Dalam skripsi ini akan dilakukan perhitungan daya yang diperlukan pemanas untuk menaikkan temperatur minyak mentah 1°C diatas *pour point*. Sehingga temperatur terendah minyak mentah di sepanjang pipa dijaga 34°C guna menjaga minyak tetap dapat mengalir.

- Tahun 2017 (53.000 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (gambar 4.7). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L013 (Foxtrot GS) sebesar 48,88°C dan temperatur akhir segment L013 sebesar 29,60 °C.



Gambar 4.7 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2017)

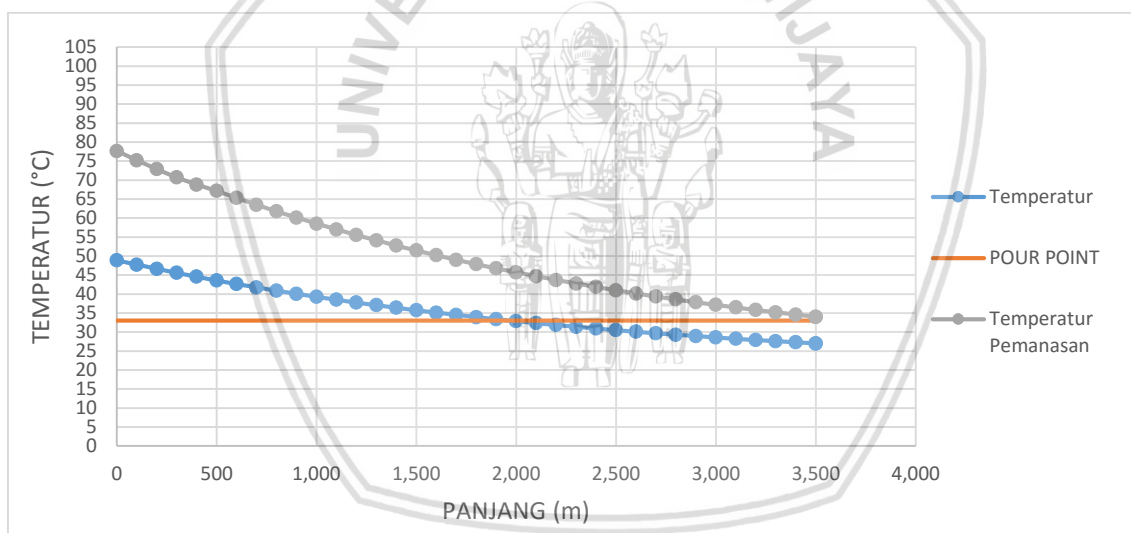
Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L013 yang semula bernilai 48,88°C menjadi 62,15°C, temperatur akhir segment pipa L013 meningkat yang semula bernilai 29,60°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L013:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 48,88^{\circ}\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 62,15^{\circ}\text{C} \\
 \text{Debit} &= 1.000 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 1.000 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,00184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Cp} &= 2001 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,00184 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,571 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times \text{Cp} \times (\text{To} - \text{Ti}) \\
 &= 1,571 \text{ kg/s} \times 2.001 \text{ J/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times (62,15 - 48,88) ^\circ\text{C} \\
 &= 41.715,18 \text{ Watt} \\
 &= 41,71 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Tahun 2019 (47.700 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (gambar 4.8). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L013 (Foxtrot GS) sebesar 48,88°C dan temperatur akhir segment L013 sebesar 27 °C.



Gambar 4.8 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2019)

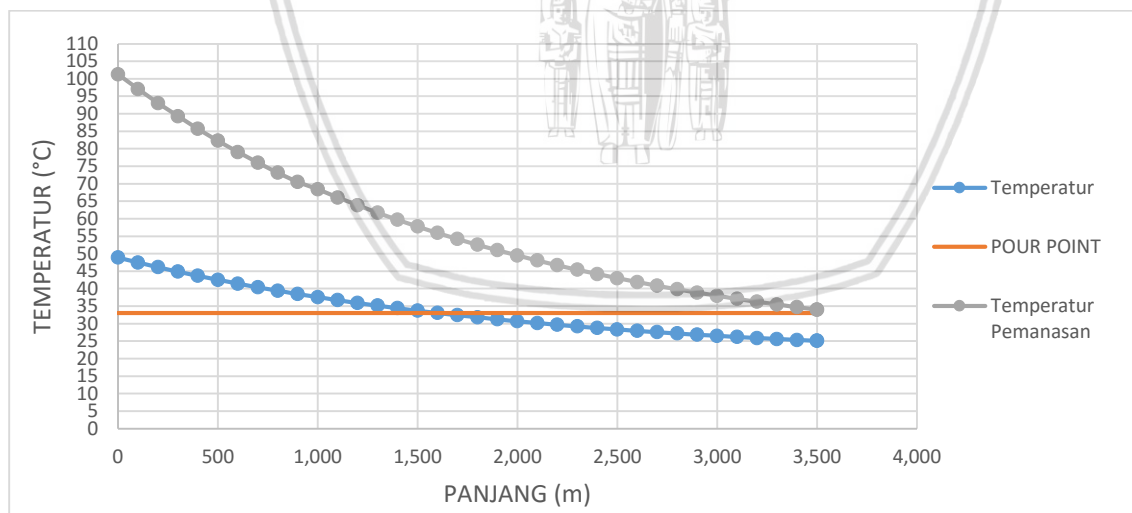
Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L013 yang semula bernilai 48,88°C menjadi 77,65°C, temperatur akhir segment pipa L013 meningkat yang semula bernilai 27°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L013:

$$T_{\text{inlet}} (T_i) = 48,88^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 T_{\text{outlet}} (T_o) &= 77,65^{\circ}\text{C} \\
 \text{Debit} &= 810 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 810 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,00184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 C_p &= 2001 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \quad (\text{hasil interpolasi tabel A-15 Cengel}) \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,0014904 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,272 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 1,272 \text{ kg/s} \times 2.001 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \times (77,65 - 48,88)^{\circ}\text{C} \\
 &= 73.227,47 \text{ Watt} \\
 &= 73,22 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Tahun 2021 (42.930 BOPD)

Pada tahun 2021 (42.930 BOPD) terdapat dua segment pipa yang mengalami *pipeline congeal* yakni segment pipa L011 dan L013. Daya pemanas yang diperlukan pada segment pipa L011 sudah dibahas pada grafik 4.5.1 yakni sebesar 46,66 kW. Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (gambar 4.9):



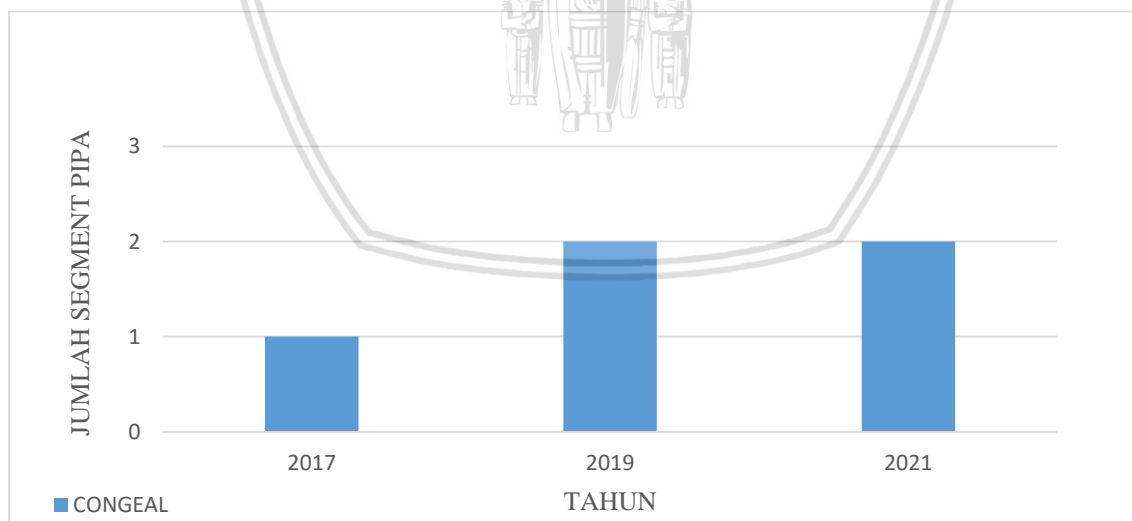
Gambar 4.9 Temperature drop minyak mentah pada segment pipa L013 (2021)

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C . Didapatkan bahwa dengan

meningkatkan temperatur awal segment pipa L013 yang semula bernilai 48,88°C menjadi 101,3°C, temperatur akhir segment pipa L013 meningkat yang semula bernilai 25,09°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L013:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 48,88^{\circ}\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 101,3^{\circ}\text{C} \\
 \text{Debit} &= 657 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 657 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,0012088 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 C_p &= 2.001 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,0012088 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,032 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 1,032 \text{ kg/s} \times 2.001 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \times (101,3 - 48,88)^{\circ}\text{C} \\
 &= 108.248,97 \text{ Watt} \\
 &= 108,24 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

4.5.1.3 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada Kondisi III



Gambar 4.10 Prediksi Terjadinya *Pipeline Congeal* Pada kondisi III

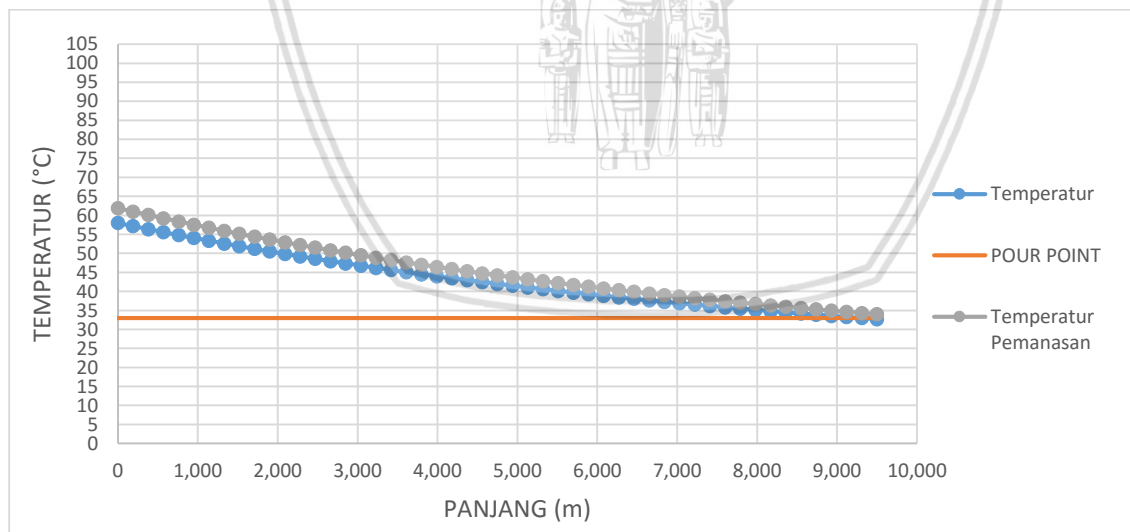
Dalam gambar 4.10 terdapat diagram batang yang menyatakan jumlah segment pipa yang mengalami kondisi *pipeline congeal*. Kondisi *pipeline congeal* berdasarkan hasil dari simulasi yang menunjukkan temperatur minyak berada di bawah *pour point/gelation temperature* (33°C).

Pada tahun 2017 dengan debit total minyak mentah sebesar 53.000 BOPD, temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada satu segment pipa L011 (Echo GS – *Junction* Echo). Pada tahun 2019 dengan debit total minyak mentah sebesar 47.700 BOPD temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada dua segment pipa yakni segment pipa L013 (Foxtrot GS – *Junction* Foxtrot) dan L011 (Echo GS – *Junction* Echo). Pada tahun 2021 dengan debit minyak mentah sebesar 42.930 BOPD temperatur minyak berada di bawah *pour point* (terjadi *pipeline congeal*) pada dua segment pipa yakni segment pipa L011 (Echo GS – *Junction* Echo) dan L013 (Foxtrot GS – *Junction* Foxtrot).

Untuk mencegah terjadinya *pipeline congeal* maka akan diaplikasikan pemanas (*heater*) untuk meningkatkan temperatur minyak mentah beberapa derajat diatas *pour point*. Dalam skripsi ini akan dilakukan perhitungan daya yang diperlukan pemanas untuk menaikkan temperatur minyak mentah 1°C diatas *pour point*. Sehingga temperatur terendah minyak mentah di sepanjang pipa dijaga 34°C guna menjaga minyak tetap dapat mengalir.

- Tahun 2017 (53.000 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L011 (gambar 4.11). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L011 (Echo GS) sebesar 58°C dan temperatur akhir segment L011 sebesar 32,71 °C.



Gambar 4.11 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2017)

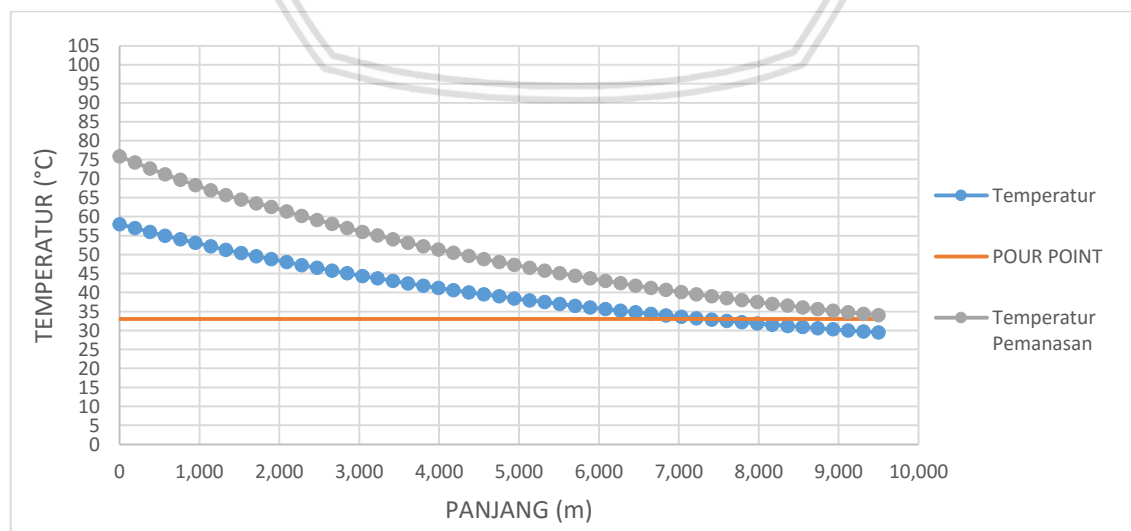
Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan

meningkatkan temperatur awal segment pipa L011 yang semula bernilai 58°C menjadi 61,90°C, temperatur akhir segment pipa L011 meningkat yang semula bernilai 32,71°C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L011:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 58^{\circ}\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 61,90^{\circ}\text{C} \\
 \text{Debit} &= 3.000 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 3.000 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,00552 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 C_p &= 2039 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,00552 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 4,714 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 4,714 \text{ kg/s} \times 2.039 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \times (61,9 - 58)^{\circ}\text{C} \\
 &= 37.486,19 \text{ Watt} \\
 &= 37,48 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Tahun 2019 (47.700 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L011 (gambar 4.12). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L011 (Echo GS) sebesar 58°C dan temperatur akhir segment L011 sebesar 29,49 °C.



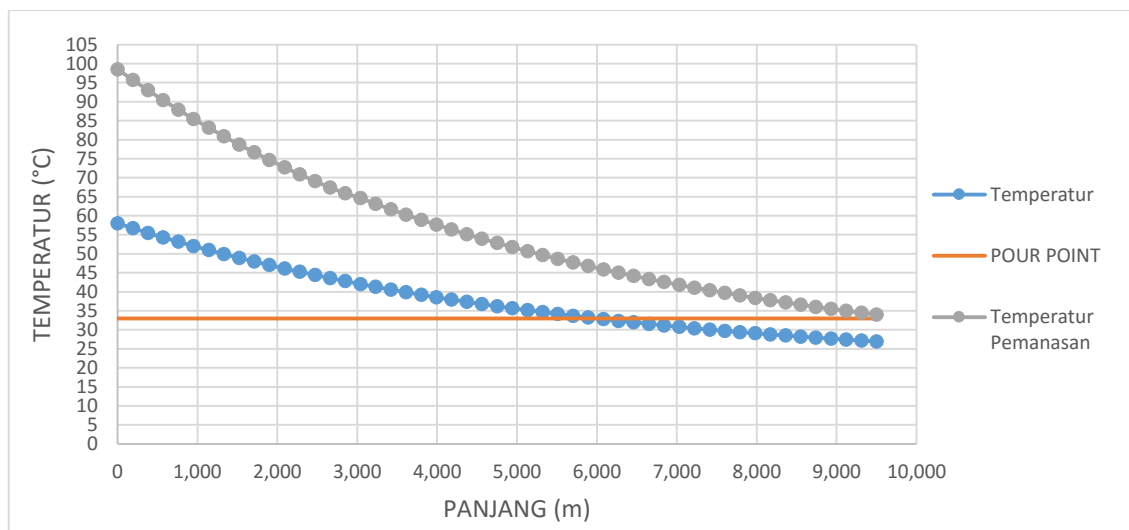
Gambar 4.12 *Temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L013 (2019)

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L011 yang semula bernilai 58°C menjadi 75,88°C, temperatur akhir segment pipa L011 meningkat yang semula bernilai 29,49 °C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L011:

$$\begin{aligned}
 T_{inlet} (T_i) &= 58^{\circ}\text{C} \\
 T_{outlet} (T_o) &= 75,88^{\circ}\text{C} \\
 \text{Debit} &= 2.430 \text{ BOPD} \\
 \text{Debit} &= 2.430 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,0044712 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas} &= 854 \text{ kg/m}^3 \\
 C_p &= 2.039 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \text{ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)} \\
 \text{Massa alir} &= \text{Debit} \times \text{Densitas} \\
 &= 0,0044712 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg/ m}^3 \\
 &= 3,818 \text{ kg/s} \\
 \text{Daya} &= \text{Massa alir} \times C_p \times (T_o - T_i) \\
 &= 3,818 \text{ kg/s} \times 2.039 \text{ J/kg. }^{\circ}\text{C} \times (75,88 - 58) ^{\circ}\text{C} \\
 &= 139.194,04 \text{ Watt} \\
 &= 139,19 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

- Tahun 2021 (42.930 BOPD)

Berikut ini disajikan *temperature drop* minyak mentah pada segment pipa L011 (gambar 4.13). Hasil dari simulasi menunjukkan temperatur awal segment L011 (Echo GS) sebesar 58°C dan temperatur akhir segment L011 sebesar 26,92 °C.



Gambar 4.13 Temperature drop minyak mentah pada segment pipa L013

Pengaplikasian pemanas direncanakan akan diterapkan pada bagian awal segment pipa. Dalam analisis ini akan dicari dengan metode iterasi nilai temperatur minyak mentah yang diperlukan pada awal segment pipa untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah di akhir segment bernilai 34°C. Didapatkan bahwa dengan meningkatkan temperatur awal segment pipa L011 yang semula bernilai 58°C menjadi 98,50°C, temperatur akhir segment pipa L011 meningkat yang semula bernilai 26,92 °C menjadi 34°C. Berikut perhitungan daya pemanas untuk segment pipa L011:

$T_{inlet} (T_i)$	=	58°C
$T_{outlet} (T_o)$	=	98,50°C
Debit	=	1.969 BOPD
Debit	=	$1.969 \times 0,00000184 \text{ m}^3/\text{s}$
	=	$0,0036229 \text{ m}^3/\text{s}$
Densitas	=	$854 \text{ kg}/\text{m}^3$
C_p	=	$2.039 \text{ J}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$ (hasil interpolasi tabel A-15 Cengel)
Massa alir	=	Debit x Densitas
	=	$0,0036229 \text{ m}^3/\text{s} \times 854 \text{ kg}/\text{m}^3$
	=	$3,818 \text{ kg}/\text{s}$
Daya	=	Massa alir x C_p x $(T_o - T_i)$
	=	$3,094 \text{ kg}/\text{s} \times 2.039 \text{ J}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C} \times (98,50 - 58) ^\circ\text{C}$
	=	$255.500,97 \text{ Watt}$
	=	$255,5 \text{ kW}$

4.5.2 Solusi II : Penggantian Pipa

Dalam solusi mengatasi ataupun mencegah terjadinya *pipeline congeal* selain dengan pengaplikasian pemanas dapat pula dengan mengusulkan penggantian pipa. Sebagaimana telah diketahui bahwa laju perpindahan panas berbanding lurus dengan luas permukaan objek yang diamati. Sehingga dengan mengurangi luas permukaan pipa (memperkecil diameter pipa), laju perpindahan kalor yang terjadi lebih rendah berdampak pada temperatur minyak mentah di akhir segment relatif lebih tinggi. Berdasarkan hasil temperatur yang diperoleh dari tabel 4.10 , tabel 4.11 , dan tabel 4.12, *pipeline congeal* terjadi pada dua segment pipa yakni L011 dan L013. Dimensi kedua segment pipa tersebut disajikan dalam tabel 4.13:

Tabel 4.13
Dimensi pipa

Segment	Panjang (m)	Diameter lama (inci)	Diameter baru (inci)
L011	9500	10	7,5
L013	3500	6	4,5

Dalam analisis ini akan diberikan perbandingan temperatur minyak mentah pada segment pipa L011 dan L013 ketika diameter pipa diubah menjadi lebih rendah. Dengan asumsi pengurangan diameter 25% lebih rendah (\varnothing L011: 7,5 inci ; \varnothing L013: 4,5 inci) hasil yang diperoleh disajikan dalam tabel 4.14 sampai dengan tabel 4.17.

Tabel 4.14
Hasil temperatur pipa lama segment L011 (\varnothing : 10 inci)

Kondisi	Temperatur Akhir Segment L011 (°C)		
	2017	2019	2021
I dan II	37,36	34,74	32,64
III	32,71	29,49	26,92

Tabel 4.15
Hasil temperatur pipa baru segment L011 (\varnothing : 7,5 inci)

Kondisi	Temperatur Akhir Segment L011 (°C)		
	2017	2019	2021
I dan II	40,03	37,21	34,92
III	35,98	32,52	29,70

Tabel 4.16
Hasil temperatur pipa lama segment L013 (\varnothing : 6 inci)

Kondisi	Temperatur Akhir Segment L013 (°C)		
	2017	2019	2021
I dan III	34,27	32,30	30,85
II	29,60	27	25,09

Tabel 4.17

Hasil temperatur pipa baru segment L013 (\varnothing : 4,5 inci)

Kondisi	Temperatur Akhir Segment L011 ($^{\circ}\text{C}$)		
	2017	2019	2021
I dan III	36,02	33,87	32,64
II	31,91	29,07	26,97

Dari hasil yang diperoleh, solusi penggantian pipa tidak dapat mengatasi *pipeline congeal* secara maksimal karena didapatkan pada beberapa kondisi masih terdapat temperatur minyak yang berada di bawah *pour point*. Oleh karena itu, dalam solusi ini diperlukan tambahan pemanas. Pada tabel 4.18 dan tabel 4.19 disajikan perbandingan daya pemanas yang diperlukan ketika menggunakan pipa yang lama dengan pipa yang baru.

Tabel 4.18

Perbandingan daya pemanas pada segment pipa L011

Kondisi	Daya Pemanas (kW)					
	Pipa Lama (\varnothing : 10 inci)			Pipa Baru (\varnothing : 7,5 inci)		
	2017	2019	2021	2017	2019	2021
I dan II	-	-	46,6	-	-	-
III	37,48	139,19	255,5	-	33,70	105,98

Tabel 4.19

Perbandingan daya pemanas pada segment pipa L013

Kondisi	Daya Pemanas (kW)					
	Pipa Lama (\varnothing : 10 inci)			Pipa Baru (\varnothing : 7,5 inci)		
	2017	2019	2021	2017	2019	2021
I dan III	-	17,86	37,00	-	1,06	14,70
II	41,71	73,22	108,24	15,96	40,01	60,54

Dari tabel 4.18 dan tabel 4.19 dapat diperoleh bahwa daya pemanas yang diperlukan lebih rendah ketika mengganti pipa yang lama dengan yang baru bernilai lebih rendah. Kebutuhan daya pemanas yang lebih rendah dikarenakan temperatur akhir segment pipa L011 dan L013 relatif lebih tinggi jika dibandingkan pada pipa lama.

Namun solusi penggantian (pengecilan) pipa berdampak pada besar daya pompa yang diperlukan untuk mengalirkan minyak mentah. Diameter pipa yang lebih kecil berdampak pada *pressure drop* yang lebih besar. *Pressure drop* yang lebih besar berarti daya pompa yang diperlukan juga lebih besar. Pada tabel 4.20 dan 4.21 disajikan daya yang diperlukan pompa untuk mengalirkan minyak mentah:

Tabel 4.20
Perbandingan daya pompa segment pipa L013

Tahun	Daya Pompa (W)		Persentase Kenaikan Daya (%)
	Pipa Lama (Ø=6 inci)	Pipa Baru (Ø=4,5 inci)	
2017	22,17	52,26	235,72
2019	14,62	34,31	234,68
2021	9,47	30,31	320,06

Tabel 4.21
Perbandingan daya pompa segment pipa L011

Tahun	Daya Pompa (W)		Persentase Kenaikan Daya (%)
	Pipa Lama (Ø=10 inci)	Pipa Baru (Ø=7,5 inci)	
2017	48,39	153,37	316,95
2019	31,56	100,43	318,22
2021	20,54	65,70	319,86

4.5.3 Solusi III : Pengaplikasian Insulasi

Pengaplikasian insulasi bertujuan untuk mengurangi laju perpindahan kalor dari minyak mentah ke lingkungan. Material insulasi merupakan material dengan konduktivitas termal rendah. Dalam analisis ini digunakan material insulasi berupa *glass wool* dengan nilai konduktivitas termal $0,038 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ serta insulasi diaplikasikan pada sepanjang segment pipa. Berdasarkan hasil temperatur pada tabel 4.10, tabel 4.11 dan tabel 4.12 diperoleh bahwa terdapat dua segment pipa yang sangat berpotensi terjadinya *pipeline congeal* yakni segment pipa L011 dan L013 sehingga fokus dari pembahasan pemasangan insulasi hanya terpaut pada kedua segment saja. Dalam analisis ini akan dibahas berapa tebal optimal insulasi yang diperlukan untuk mencegah terjadinya *pipeline congeal* pada dua variabel. Variabel pertama adalah tebal insulasi yang diperlukan ketika diaplikasikan pada pipa yang sudah ada dan variabel kedua adalah pada pipa yang diameternya diperkecil (seperti solusi II). Berikut ini contoh perhitungan yang diambil untuk segment pipa L011 pada kondisi III (2019):

A. Mencari laju perpindahan kalor dari minyak mentah ke lingkungan

1. Massa Alir Minyak Mentah

$$\begin{aligned} \dot{m} &= \text{Debit} * \rho \\ &= 0,00447 \text{ m}^3/\text{s} * 854 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$= 3,81 \text{ kg/s}$$

2. Cp Minyak Mentah (46°C)

$$C_p = 1.970 \text{ J/kg. } ^\circ\text{C} \text{ (interpolasi tabel A-13 Cengel)}$$

$$3. \dot{Q} = 3,81 \text{ kg/s} * 1.970 \text{ J/kg. } ^\circ\text{C} * (58-34)^\circ\text{C} \text{ (watt)}$$

$$= 180.136,8 \text{ (watt)}$$

B. Mencari Hambatan Termal Total (R_{total})

$$1. \Delta T_{LMTD}$$

$$\Delta T_{LMTD} = (\Delta T_o - \Delta T_i) / \ln (\Delta T_o - \Delta T_i)$$

$$\Delta T_{LMTD} = [(34-20)-(58-20)] / \ln (34-20)-(58-20)$$

$$\Delta T_{LMTD} = 24,03^\circ\text{C}$$

$$2. R_{total} = R_i + R_1 + R_2 \text{ (insulasi)} + R_o$$

$$\text{➤ } R_i = \frac{1}{h_i A_i}$$

$$R_i = \frac{1}{2,02 * 7.576,82} = 0,000065337 ^\circ\text{C/W}$$

$$\text{➤ } R_1 = \frac{\ln (r_2/r_1)}{2\pi k_1 L}$$

$$R_1 = \frac{\ln (0,133/0,127)}{2 * 3,14 * 53 * 9.500}$$

$$R_1 = 0,0000000146 ^\circ\text{C/W}$$

$$\text{➤ } R_2 \text{ (insulasi)} = \frac{\ln (r_3/r_2)}{2\pi k_{ins} L}$$

$$R_2 = \frac{\ln (r_3/0,133)}{2 * 3,14 * 0,038 * 9.500}$$

$$R_2 = 0,000441 \ln (r_3/0,133) ^\circ\text{C/W}$$

$$\text{➤ } R_o = \frac{1}{h_o A_o}$$

$$R_o = \frac{1}{6,41 * 59.660 r_3} ^\circ\text{C/W}$$

$$3. R_{total}$$

$$R_{total} = \frac{\Delta T_{LMTD}}{\dot{Q}}$$

$$R_{total} = \frac{24,03^\circ\text{C}}{180.136,8 \text{ W}}$$

$$R_{total} = 0,000133^\circ\text{C/W} \dots\dots\dots(1)$$

$$R_{total} = 0,000065337 \text{ }^{\circ}\text{C/W} + 0,0000000146 \text{ }^{\circ}\text{C/W} + 0,000441 \ln (r_3/0,133) \text{ }^{\circ}\text{C/W} + \frac{1}{6,41 + 59,660r_3} \text{ }^{\circ}\text{C/W} \dots\dots\dots (2)$$

Dari persamaan (1) dan (2) dapat diperoleh nilai r_3 :

$$r_3 = 0.149 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal insulasi} &= r_3 - r_2 \\ &= 0.149 \text{ m} - 0.133 \text{ m} \\ &= 0.016 \text{ m} = 0.63 \text{ inci} \end{aligned}$$

Berikut ini nilai tebal insulasi yang diperlukan secara keseluruhan (tabel 4.22 sampai dengan tabel 4.25).

Tabel 4.22

Tebal insulasi segment pipa L011 jika $\varnothing = 10$ inci

Kondisi	Tebal Insulasi (inci)		
	2017	2019	2021
I dan II	-	-	-
III	-	0,630	1,049

Tabel 4.23

Tebal insulasi segment pipa L011 jika $\varnothing = 7,5$ inci

Kondisi	Tebal Insulasi (inci)		
	2017	2019	2021
I dan II	-	-	-
III	-	0,173	0,528

Tabel 4.24

Tebal insulasi segment pipa L013 jika $\varnothing = 6$ inci

Kondisi	Tebal Insulasi (inci)		
	2017	2019	2021
I dan III	-	0,312	0,568
II	0,647	1,001	1,513

Tabel 4.25

Tebal insulasi segment pipa L013 jika $\varnothing = 4,5$ inci

Kondisi	Tebal Insulasi (inci)		
	2017	2019	2021
I dan III	-	0,059	0,256
II	0,295	0,571	0,925

Dari hasil yang diperoleh dapat dilihat bahwa tebal insulasi yang diperlukan lebih besar pada pipa yang sudah ada dibandingkan pada pipa yang diusulkan akan diganti. Hal ini dikarenakan luas permukaan perpindahan kalor yang lebih rendah hanya membutuhkan lebih sedikit insulasi untuk menjaga temperatur terendah minyak mentah sebesar 34°C .

BAB IV PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Penurunan temperatur lingkungan pipa dapat meningkatkan potensi terjadinya *pipeline congeal*. Berdasarkan hasil pembahasan terdapat dua segment pipa yang mengalami *pipeline congeal* ketika temperatur lingkungan rendah (disebabkan oleh hujan maupun gerimis berkepanjangan) yakni segment L011 (Echo GS – Junction Echo) dan L013 (Foxtrot GS – Junction Foxtrot).
2. Penurunan produksi (debit) minyak mentah meningkatkan potensi terjadinya *pipeline congeal*. Hal ini ditandai dengan semakin rendahnya temperatur minyak mentah di akhir segment pipa ketika debit minyak mentah semakin rendah (Lampiran 1).
3. Solusi-solusi alternatif yang diberikan (pengaplikasian pemanas, penggantian pipa dan pengaplikasian insulasi) dapat mencegah terjadinya *pipeline congeal*. Solusi-solusi tersebut dapat menjaga temperatur minyak mentah satu derajat celcius di atas *pour point*.

5.2 Saran

1. Diperlukan suatu kajian teknis untuk merumuskan metode atau protokol yang tepat dalam hal pencegahan maupun penanganan *pipeline congeal*. Dalam hal ini protokol guna mengkombinasikan metode-metode yang sudah diterapkan (*wet shipment, huff and puff, booster pump*, dan injeksi bahan kimia) dengan metode pengaplikasian pemanas, insulasi dan penggantian pipa yang telah diusulkan.
2. Diperlukan studi ekonomis untuk mempertimbangkan solusi yang terbaik bagi perusahaan terkait dengan solusi-solusi yang sudah diusulkan.

DAFTAR PUSTAKA

- Ajienka, J.A. & Ikoku, C.V, (1997). *Waxy crude oil handling in Nigeria: practices, problems and prospects*, *Energy sources* , Vol. 12. No. 4. pp. 463-478.
- Assunção, P.M., Romero, M.I & Romero, O.J. (2010). *Wax Deposition In Crude Oil Pipelines. Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering*.
- British Petroleum (2011).
- B. Yao, C. Li, F. Yang, Y. Zhang, Z. Xiao & G. Sun. (2016). *Structural properties of gelled Changqing waxy crude oil benefitted with nanocomposite pour point depressant*, *Fuel* 184,544–554.
- Cengel, Y.A. (2003). *Heat and Mass Transfer*. New York:McGraw-Hill
- Chala, G.T., Sulaiman, S.A. & Japper-Jaafar, A. (2018). *Flow start-up and transportation of waxy crude oil in pipelines-A review. Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 251,69–87.
- Holder, G.A. & Winkler, J. (1965). *Wax crystallization from distillate fuels. Part 1 and 2 Journal of Institute of Petroleum* 51(499), 238-252.
- Hussain, M.; Mansoori, G. A. & Ghotbi, S. (1999). *Phase behavior prediction of petroleum fluids with minimum characterization data. Journal of Petroleum Science and Engineering*, 22(1-3), 1999, 67-93
- Laporan Tahunan Kinerja Produksi Minyak Mentah dan Kondensat Satuan Kerja Khusus Pelaksana Kegiatan Usaha Hulu Minyak dan Gas Bumi (SKK MIGAS). (2014 & 2016).
- Lashkarbolooki, A. Seyfaee, F. Esmailzadeh & D. Mowla, *Experimental investigation of wax deposition in Kermanshah crude oil through a monitored flow loop apparatus, Energy Fuels* 24 (2010) 1234–1241.
- Manka, J.S. & Ziegler, K.L. (2001). *Factors Affecting the Performance of Crude Oil Wax-Control Additives*. SPE.
- Misra, S., Baruah, S & Singh, K. (1995). *Paraffin Problems in Crude Oil Production And Transportation: A Review. SPE Production & Facilities* 10, 50-54.

Ramadhani, A. (2018). Analisis Pemilihan Metode Alternatif Dalam Mengatasi *Congel Oil* Pada Lapangan Aramida.

Syamwil. (2015). *Avoiding Congealing By Rerouting High Temperature High Water-Cut Wells*. Indonesian Petroleum Association.

Valinejad, A.R. Solaimany Nazar, *An experimental design approach for investigating the effects of operating factors on the wax deposition in pipelines*, *Fuel* 106, 843–850.

Younes, M.A. (2012). *Crude Oil Exploration In The World*. InTech.

